

TRABAJO FINAL INGENIERÍA QUÍMICA

DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL



- DEMARCO, DENISE DANIELA
- OTEGUI ALEXENIGER, MILAGROS
- PERI, LORENA FABIANA

DIRECTORES

GASTAÑER, JULIETA
GARCÍA DE LA MATA, MANUEL
MARGOVICH, NORMA
SOULÉ, EZEQUIEL





RINFI se desarrolla en forma conjunta entre el INTEMA y la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

Tiene como objetivo recopilar, organizar, gestionar, difundir y preservar documentos digitales en Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Materiales y Ciencias Afines.

A través del Acceso Abierto, se pretende aumentar la visibilidad y el impacto de los resultados de la investigación, asumiendo las políticas y cumpliendo con los protocolos y estándares internacionales para la interoperabilidad entre repositorios



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución-
NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).

“La mente que se abre a una nueva idea nunca vuelve a su tamaño original”

Albert Einstein

TABLA DE CONTENIDO

RESUMEN EJECUTIVO	1
OBJETIVOS POR CAPÍTULO	2
CAPÍTULO 1: INVESTIGACIÓN PRELIMINAR Y ESTUDIO DE MERCADO	4
1.1 INTRODUCCIÓN	4
1.1.1 BREVE RESUMEN DEL BIOETANOL	4
1.1.2 MATERIAS PRIMAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL	4
1.2 ESTADO DE LA INDUSTRIA ARGENTINA	5
1.2.1 PRODUCTORES LOCALES DE BIOETANOL	5
1.2.2 PRODUCTORES DE BIOETANOL A NIVEL MUNDIAL	6
1.2.3 PRECIOS DE BIOETANOL	8
1.2.4 CONSUMO DE BIOETANOL A NIVEL MUNDIAL	8
1.3 PRODUCCIÓN DE REMOLACHA NACIONAL	10
1.3.1 PRODUCCIÓN DE REMOLACHA EN EL MUNDO	10
1.4 PRECIO REMOLACHA AZUCARERA	11
1.5 PRINCIPALES VENDEDORES DE SEMILLA DE REMOLACHA	12
1.6 VENTAJAS DEL USO DE BIOETANOL	12
1.7 DESVENTAJAS DEL USO DE BIOETANOL	12
1.8 PROCESOS DE PRODUCCIÓN	13
1.8.1 PROCESO DE PRODUCCIÓN A PARTIR DE REMOLACHA	13
1.8.2 PROCESO DE PRODUCCIÓN A PARTIR DEL MAÍZ Y CAÑA DE AZÚCAR	14
1.9 RENDIMIENTO POR TONELADA DE MATERIA PRIMA	15
1.10 MARCO LEGAL	15
1.11 USOS Y APLICACIÓN DE BIOETANOL	16
1.11.1 USOS Y APLICACIÓN DE SUBPRODUCTOS	17
1.11.1.1 DIÓXIDO DE CARBONO	17
1.11.1.2 BUTANODIOL	17
1.11.1.3 MATERIALES LIGNOCELULÓSICOS	17
1.11.1.4 MATERIALES ALIMENTICIOS	17
1.12 POTENCIALES CLIENTES NACIONALES Y EXTRANJEROS	17
1.12.1 CLIENTES EXTRANJEROS	17
1.12.2 CLIENTES NACIONALES	18
1.13 POTENCIALES COMPETIDORES DE LOS PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS	20
1.14 CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN	20
1.15 JUSTIFICACIÓN PRELIMINAR DEL PROYECTO	21
CAPÍTULO 2: ANÁLISIS DE LA REACCIÓN QUÍMICA	22

2.1 PROCESO GENERAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL	22
2.1.1 PRODUCCIÓN DE BIOETANOL A PARTIR DE REMOLACHA	22
2.2 SÍNTESIS DEL CAMINO DE REACCIÓN QUÍMICA	22
2.3 REACCIÓN QUÍMICA DETALLADA	23
2.4 MODELADO CINÉTICO Y OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE FERMENTACIÓN DE BIOETANOL	24
2.4.1 CONDICIONES DE FERMENTACIÓN	25
2.4.2 MODELADO MATEMÁTICO	25
2.4.3 DESARROLLO Y VALIDACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO	26
2.4.3.1 DEMOSTRACIÓN DEL AJUSTE CINÉTICO	27
2.5 DISEÑO DEL PROCESO DE FERMENTACIÓN	29
2.5.1 LIMITACIONES DEL PROCESO	30
2.5.2 VARIABLES IMPORTANTES PARA EL PROCESO DE FERMENTACIÓN Y SU INFLUENCIA	30
2.5.3 OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE FERMENTACIÓN	31
2.5.4 ASPECTOS TERMODINÁMICOS	31
CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE PRE/POST TRATAMIENTOS Y SEPARACIONES	35
3.1 PRETRATAMIENTOS	35
3.1.1 LAVADO	35
3.1.2 CORTE	35
3.1.3 EXTRACCIÓN POR DIFUSIÓN	35
3.1.4 FILTRACIÓN	38
3.2 POST- TRATAMIENTOS	38
3.2.1 CENTRIFUGACIÓN	38
3.2.2 TRATAMIENTO DEL DIÓXIDO DE CARBONO	38
3.2.3 SEPARACIÓN DEL AGUA POR ADSORCIÓN	40
3.2.4 SEPARACIÓN DEL AGUA POR MEMBRANAS	41
3.2.5 SEPARACIÓN POR DESTILACIÓN	41
3.2.5.1 DESTILACIÓN AL VACÍO	42
3.2.5.2 DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA	43
3.2.5.3 DESTILACIÓN EXTRACTIVA	43
3.2.5.3.1 EQUILIBRIOS EN EL PROCESO DE DESTILACIÓN	46
3.2.5.3.2 ¿POR QUÉ UNIQUAC?	47
CAPÍTULO 4: DIAGRAMA DE FLUJO Y RELACIONES GLOBALES DE LA PLANTA	49
4.1 CAPACIDAD DE DISEÑO	49
4.2 DIAGRAMA DE FLUJO	50
4.3 NÚMERO DE SUBPLANTAS	50
4.4 RECICLOS	50

4.5 SISTEMAS DE SEPARACIÓN	51
4.6 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO	51
4.7 BALANCES PRELIMINARES DE MASA	52
4.7.1 RELACIONES MÁSCAS DE INTERÉS	52
4.7.2 DEFINICIÓN DE LAS CORRIENTES PRINCIPALES	53
CAPÍTULO 5: DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE REACTORES	55
5.1 TIPO Y CONFIGURACIÓN DE REACTORES	55
5.2 DISEÑO DEL FERMENTADOR	56
5.2.1 BALANCES DE MATERIA	57
5.2.2 DIMENSIONES DEL FERMENTADOR	68
5.2.3 DISEÑO TÉRMICO	68
5.2.3.1 POTENCIA AGITACIÓN	68
5.2.3.2 CÁLCULO DEL CALOR DISIPADO	71
5.2.3.3 AGUA TOTAL PARA ENFRIAMIENTO	72
5.2.3.4 SELECCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	73
5.2.3.4.1 CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DEL SERPENTÍN	73
5.3 SISTEMAS DE CONTROL	75
5.3.1 CONTROL DE TEMPERATURA	75
5.3.2 CONTROL DE pH	76
5.3.3 CONTROL DE CONCENTRACIÓN DE SUSTRATOS	77
5.3.4 CONTROL DE CONCENTRACIÓN DE MICROORGANISMOS	78
5.3.5 CONTROL DE NIVEL DE ESPUMA	79
5.3.6 CONTROL DE CONCENTRACIÓN DE INHIBIDORES Y SUSTANCIAS TÓXICAS	80
5.4 CÁLCULO DE LAS CORRIENTES DE PROCESO	80
CAPÍTULO 6: DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE SEPARACIÓN	82
6.1 DISEÑO DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN	82
6.1.2 ANÁLISIS DE VARIABLES	86
6.1.3 ALTERNATIVA AL DISEÑO PLANTEADO	89
6.2 TRATAMIENTO DE CO ₂	91
CAPÍTULO 7: SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	92
7.1 ESQUEMA GENERAL DE LA PLANTA	92
7.2 SELECCIÓN DE MATERIALES	94
7.2.1 COLOR EN LAS CAÑERÍAS	94
7.2.1.1 CAÑERÍAS DESTINADAS A PRODUCTOS DE SERVICIO	94
7.2.1.2 CAÑERÍAS DESTINADAS MATERIAS PRIMAS, PRODUCTOS TERMINADOS O EN PROCESO DE FABRICACIÓN	95

7.2.1.3 FRANJAS	95
7.2.2 TAMAÑO DE CAÑERÍAS	96
7.3 SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES	100
7.3.1 PESADO DE REMOLACHAS	100
7.3.2 TRANSPORTE DE SÓLIDOS	100
7.3.3 LAVADO DE REMOLACHAS Y FILTRO	100
7.3.4 MOLINO DE CUCHILLAS	101
7.3.5 EQUIPO DE DIFUSIÓN	102
7.3.6 SECADO DE PULPA	103
7.3.7 VÁLVULA MARIPOSA	104
7.3.8 FILTRO DE MALLA PREFERMENTADOR	104
7.3.9 BOMBA PARA IMPULSAR LA SOLUCIÓN DE SACAROSA	105
7.3.10 VÁLVULAS DE CONTROL Y MEDIDORES DE CAUDAL	106
7.3.10.1 VÁLVULAS DE CONTROL	106
7.3.10.2 MEDIDORES DE CAUDAL	107
7.3.11 CENTRÍFUGA POST-FERMENTADOR	108
7.3.13 TREN DE DESTILACIÓN	109
7.3.13.1 BOMBAS	109
7.3.13.1.1 TORRE AZEOTRÓPICA	109
7.3.13.1.2 TORRE EXTRACTIVA	111
7.3.13.1.3 TORRE RECUPERADORA	112
7.3.14 TANQUES DE ALMACENAMIENTO	112
7.4 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	113
7.4.1 ANÁLISIS PINCH	113
7.5 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO	115
7.5.1 EQUIPO DE REFRIGERACIÓN	115
7.5.2 TORRES DE ENFRIAMIENTO DE AGUA	117
7.5.2.1 TORRE DE ENFRIAMIENTO PARA EL SERPENTÍN DE LOS FERMENTADORES	117
7.5.2.2 TORRE DE ENFRIAMIENTO PARA LOS DEMÁS EQUIPOS	122
7.5.2.2.1 DISEÑO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO "A"	123
7.5.2.2.2 DISEÑO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO "B"	125
7.5.2.2.3 DISEÑO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO "C"	126
7.6 CONDENSADORES	128
7.6.1 CONDENSADOR DE LA TORRE AZEOTRÓPICA	128
7.6.2 CONDENSADOR DE LA TORRE EXTRACTIVA	129
7.6.3 CONDENSADOR DE LA TORRE RECUPERADORA	130

7.7 ENFRIAMIENTO JUGO PRE-FERMENTADOR	130
7.8 PRECALENTAMIENTO DE LA ALIMENTACIÓN A LA PRIMER TORRE	132
7.9 BOMBA RESIDUO TORRE DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA	132
7.10 ENFRIAMIENTO SOLVENTE DE RECUPERACIÓN	133
7.11 INTERCAMBIADOR DEL AGUA DE RIEGO	134
7.12 INTERCAMBIADOR PARA ENFRIAMIENTO DE ETANOL	135
7.13 CALDERA	136
7.13.1 ANÁLISIS DE IMPLEMENTACIÓN DE UNA CALDERA DE BIOMASA	137
7.13.2 ANÁLISIS DE LA POSIBILIDAD DE CO-GENERAR ENERGÍA	138
7.14 VÁLVULAS DE LOS INTERCAMBIADORES	138
7.15 RESUMEN CORRIENTES Y EQUIPOS	139
7.16 CONSUMO ENERGÉTICO DE LA PLANTA	141
7.17 BALANCE ENERGÉTICO	142
7.18 TRATAMIENTO DE CO ₂	142
CAPÍTULO 8: DISEÑO DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN Y PURIFICACIÓN DE CO₂	143
8.1 INTRODUCCIÓN	143
8.2 USOS DEL CO ₂	143
8.2.1 CO ₂ GASEOSO	143
8.2.2 CO ₂ LÍQUIDO	143
8.2.3 CO ₂ SÓLIDO	144
8.3 ESTRUCTURA Y FUNCIONAMIENTO BÁSICO DE LA INSTALACIÓN DE RECUPERACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO (CO ₂)	144
8.3.1 LAVADO DE CO ₂	144
8.3.1.1 COMPRESIÓN DEL GAS PRE-ABSORBEDOR	147
8.3.1.2 BOMBA AGUA PRE-ABSORBEDOR	147
8.3.1.3 AGUA POST ABSORBEDOR	147
8.3.2 COMPRESIÓN DEL GAS POST-ABSORBEDOR	147
8.3.3 DESODORIZACIÓN	148
8.3.3.1 SISTEMA DE REFRIGERACIÓN	148
8.3.3.2 DESODORIZACIÓN Y SECADO DEL GAS	150
8.3.4 LICUEFACCIÓN DEL CO ₂	151
8.3.4.1 REFRIGERACIÓN DEL R22	152
8.3.4.2 CONDENSACIÓN Y SUBENFRIAMIENTO DEL CO ₂	153
8.3.5 VÁLVULAS DE CONTROL Y MEDIDORES DE CAUDAL	157
8.3.6 ALMACENAMIENTO DE CO ₂ LÍQUIDO	158
8.3.7 CONSUMO TOTAL ENERGÉTICO	159

8.4 BALANCES GLOBALES DE AMBAS PLANTAS (ETANOL Y CO ₂)	159
CAPÍTULO 9: ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO	162
9.1 JUSTIFICACIÓN PRELIMINAR DEL PROYECTO	162
9.2 CAPEX (INVERSIÓN)	163
9.2.1 INVERSIÓN FIJA	163
9.2.1.1 INVERSIÓN EN EQUIPOS (PLANTA BIOETANOL Y CO ₂)	163
9.2.1.2 INVERSIÓN DIRECTA	165
9.2.1.3 INVERSIÓN INDIRECTA	166
9.2.2 INVERSIÓN FIJA TOTAL	166
9.2.2.1 TERRENO	167
9.2.3 INVERSIÓN TOTAL	168
9.2.3.1 INVERSIÓN EN CAPITAL DE TRABAJO	168
9.3 OPEX (COSTOS)	169
9.3.1 COSTOS VARIABLES	169
9.3.1.1 MATERIA PRIMA	169
9.3.1.2 ENVASES	170
9.3.1.3 MANO DE OBRA DIRECTA	171
9.3.1.4 SUPERVISIÓN	173
9.3.1.5 SERVICIOS	173
9.3.1.6 MANTENIMIENTO	175
9.3.1.7 SUMINISTROS	176
9.3.1.8 LABORATORIO	176
9.3.1.9 REGALÍAS Y PATENTES	176
9.3.1.10 COSTOS VARIABLES TOTALES	177
9.3.2 COSTOS FIJOS	179
9.3.2.1 DEPRECIACIÓN	179
9.3.2.2 COSTO DE IMPUESTOS	180
9.3.2.3 COSTO DE SEGUROS	180
9.3.2.4 COSTOS DE FINANCIACIÓN	180
9.3.2.5 COSTOS DE VENTA Y DISTRIBUCIÓN	180
9.3.2.6 COSTOS DE DIRECCIÓN Y ADMINISTRACIÓN	180
9.3.2.7 COSTOS DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO	181
9.4 RENTABILIDAD	184
9.4.1 MÉTODOS DE ESTIMACIÓN DE RENTABILIDAD	185
9.4.2 CUADRO DE FUENTES Y USOS DE FONDOS	185
9.5 CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES	186

9.6 ALTERNATIVA AL PROYECTO	187
9.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	188
CONCLUSIÓN GENERAL	190
BIBLIOGRAFÍA	191
ANEXO A: CATÁLOGOS DE BOMBAS Y TRABAJO PRÁCTICO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	205
ANEXO B: FACTORES PARA ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN FIJA	206

RESUMEN EJECUTIVO

Siguiendo el nuevo paradigma mundial de ingeniería verde, se requiere aún más el desarrollo de nuevas formas de energía como alternativa a los combustibles fósiles que generan graves impactos ambientales. Surgen así las energías renovables como una de las mejores opciones para este problema.

El bioetanol, en particular, es un combustible que se obtiene a partir de la fermentación alcohólica del azúcar utilizando biomasa.

En el caso particular de la planta en cuestión, se trabaja a partir de remolacha azucarera, la cual no se cultivará sino que se obtendrá de plantaciones cercanas a la fábrica. De esta manera, se dimensionó la planta para la producción de 100.000 m³/año de combustible.

El diseño de los fermentadores se realizó a partir de un modelo cinético, utilizando “*Saccharomyces Cerevisiae*” como levadura y analizándose los valores de pH, temperatura y concentración para maximizar la producción de bioetanol.

Luego del análisis de diferentes alternativas para la purificación de bioetanol, se decidió utilizar un sistema de destilación en tres columnas: azeotrópica, extractiva y recuperadora. Como solvente extractor se utiliza etilenglicol. Así se logra la pureza del bioetanol apta para su utilización como combustible.

Seleccionados los equipos auxiliares necesarios, y diseñada la red de intercambiadores de calor, se logró reducir el requerimiento de energía mediante integración de algunos sistemas de la planta.

Por otro lado, se planteó además, una planta de recuperación del principal subproducto de esta fermentación: el CO₂. Se diseñaron los equipos y sistemas necesarios de purificación previos a su comercialización.

Por último, se realizó un análisis económico para analizar la rentabilidad del proyecto. La planta generada posee una inversión total de aproximadamente 76 millones de US\$. Dados los altos costos de materia prima y en comparación, el bajo precio de venta del bioetanol, no se obtuvo un proyecto rentable. De todas formas, se plantea que si se pudiera comercializar el biocombustible a un mayor precio, y se lograra reducir los costos de materia prima, se podría hallar una rentabilidad aceptable en el proyecto lo que abriría la posibilidad de instalación de una planta de producción de bioetanol a partir de remolacha azucarera en la Argentina.

OBJETIVOS POR CAPÍTULO

CAPÍTULO 1: ANÁLISIS PRELIMINAR

En este capítulo se realiza un análisis preliminar de la industria del bioetanol en el país y en el mundo, principales clientes nacionales y extranjeros, principales competidores del producto y procesos de obtención a partir de distinta materia prima. Por otro lado, se mencionan las ventajas y desventajas de este biocombustible y se hace énfasis en la producción del mismo a partir de remolacha azucarera. Se analiza el marco legal, la locación de la planta y se extraen conclusiones importantes de modo de continuar con el desarrollo de la misma en cuestión.

CAPÍTULO 2: ANÁLISIS DE LA REACCIÓN QUÍMICA

En este capítulo el objetivo es obtener un modelo cinético para representar matemáticamente la reacción biológica que se lleva a cabo dentro del fermentador para luego poder establecer los balances de masa necesarios y llevar a cabo el diseño del mismo.

Además, se plantean las características termodinámicas de la fermentación de la sacarosa para obtener así un calor aproximado de reacción y llevar a cabo el balance de energía dentro del reactor.

CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE PRE-POST TRATAMIENTOS Y SEPARACIONES

En este capítulo, el objetivo es definir los pre-tratamientos que se le deben hacer a la remolacha antes del proceso de fermentación y los post tratamientos a los que se somete el etanol hasta ser purificado según las especificaciones.

Por otro lado, en la sección de post tratamientos se hará un análisis de qué sistema será más conveniente para la purificación del etanol realizando un análisis de los equilibrios termodinámicos citando bibliografía y comparando con los resultados propuestos por el simulador.

CAPÍTULO 4: DIAGRAMA DE FLUJO Y RELACIONES GLOBALES DE LA PLANTA

En este capítulo se define la capacidad instantánea de la planta, teniendo en cuenta la capacidad de producción y otros factores como lo son la disponibilidad, el porcentaje de producto conforme y la performance.

Por otro lado, se presentan los sistemas de separación de la planta y se define un diagrama de flujo de la planta. Además, se estiman las relaciones entre las corrientes de proceso las cuales permitirán el cálculo de todos los balances de masa.

CAPÍTULO 5: DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE REACTORES

En este capítulo, el objetivo es el diseño del sistema de fermentación utilizando las condiciones operativas expuestas en los capítulos anteriores. Para dimensionar el sistema de tanques se optimiza el volumen de los reactores y la conversión de sacarosa, utilizando el modelo cinético de reacción expuesto en el Capítulo 2.

Una vez obtenidas las dimensiones de los reactores, se diseña también el sistema de intercambio de calor para llevar a cabo la operación de forma isotérmica.

Además, se plantean los sistemas de control necesarios para asegurar el buen funcionamiento de la planta.

CAPÍTULO 6: DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE SEPARACIÓN

En este capítulo, el objetivo es diseñar el sistema de separación completo, con el fin que el bioetanol cumpla con las especificaciones necesarias para ser utilizado como corte de la gasolina. Se analizarán distintas alternativas de sistemas, y distintos solventes a utilizar.

Asimismo, se menciona la purificación del CO₂ obtenido para su posterior venta y comercialización.

CAPÍTULO 7: SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

En este capítulo el objetivo es definir los sistemas auxiliares acorde a los requerimientos de proceso como caudales y temperaturas. Estos sistemas incluyen todo elemento o equipo cuya finalidad sean actividades secundarias, pero no menos importantes: transporte de materia, tratamiento de materias primas, equipos de separación y sistemas de almacenamiento. Por cada uno de ellos se realizará una estimación de consumo energético y se definirán el estado de cada corriente que ingresa y abandona el equipo, pudiendo realizar así el balance energético de la planta.

Por otro lado, se definirá el sistema de intercambiadores y se evaluará la posibilidad de realizar una integración de energía con el fin de reducir los requerimientos de corrientes de servicios, utilizando otras corrientes de proceso.

CAPÍTULO 8: DISEÑO DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN Y PURIFICACIÓN DE CO₂

En este capítulo, el objetivo general es el tratamiento del CO₂ generado en el proceso de fermentación, no solo para trabajar desde un enfoque de ingeniería “verde” no liberando a la atmósfera un gas de efecto invernadero, sino también para comercializarlo y obtener un ingreso adicional. Se desarrollan así los procesos de purificación y almacenamiento del mismo previo a la etapa de comercialización. Se elige venderlo de forma líquida, ya que sus usos son más amplios en la industria.

CAPÍTULO 9: ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO

En este capítulo, el objetivo general es el análisis económico del proyecto. Para ello, se analiza en un primer lugar el costo de inversión, teniendo en cuenta los equipos principales, el terreno y factores para el resto de las componentes de la inversión fija, fija total y total.

A continuación se estiman los costos de operación clasificándolos en variables y fijos. A partir de estos, y teniendo en cuenta los ingresos por ventas, es posible elaborar el cuadro de fuentes y usos de fondos, con el cual es posible evaluar la rentabilidad del proyecto.

Por último se realizará un cronograma del proyecto y un análisis de sensibilidad en función de los resultados.

CAPÍTULO 1: INVESTIGACIÓN PRELIMINAR Y ESTUDIO DE MERCADO

1.1 INTRODUCCIÓN

1.1.1 BREVE RESUMEN DEL BIOETANOL

El bioetanol es un biocombustible obtenido a partir de biomasa, que es cualquier material orgánico que haya almacenado la luz solar en forma de energía química. Se produce a partir de la fermentación de materia orgánica rica en azúcar (caña, remolacha o vino), así como de la transformación en azúcar del almidón presente en los cereales. Se utiliza en motores de explosión como aditivo o sustituto de la gasolina. La producción de bioetanol se basa en un proceso bien conocido como lo es la fermentación alcohólica.

El etanol, a diferencia de los combustibles derivados del petróleo, presenta una elevada concentración de oxígeno que permite una combustión con menores residuos contaminantes. De esta manera, se mitiga la emisión de gases de efecto invernadero y de micro partículas en la atmósfera. El etanol a base de maíz puede reducir hasta un 30% las emisiones de CO₂ en comparación con el combustible tradicional, mientras que el de caña varía entre un 70 y 90%.

El bioetanol es el biocombustible con mayor producción mundial del que se elaboraron más de 97 mil millones de litros durante el año 2015 en todo el mundo destinado al corte de gasolinas. En nuestro país, este porcentaje de corte actualmente es del 12%.

1.1.2 MATERIAS PRIMAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL

La producción de bioetanol alrededor del mundo tiene sus variantes en cuanto a la materia prima utilizada. Mientras que la mayoría del etanol producido en Estados Unidos es a partir de maíz, en Brasil se realiza a partir de caña de azúcar. Por otro lado, en Francia, este combustible se obtiene mayormente mediante la remolacha azucarera. Pero estas tres materias primas mencionadas no son las únicas existentes para llevar a cabo dicha producción. Las plantaciones ideales para generar etanol deben crecer rápidamente, desarrollarse en diversos climas y ambientes, ser moderadamente resistente a las plagas, producir una gran cantidad de combustible por unidad de área de crecimiento de la planta y necesitar un bajo costo energético y monetario para su conversión a biocombustible. Las últimas dos cualidades son las más importantes a tener en cuenta para la elección de la materia prima.

Las plantas que se cultivan como alimento son las más fáciles de convertir en biocombustible ya que es más sencillo extraer el azúcar de las mismas para la fermentación. Algunas plantas que no son consumidas como alimento tienen la dificultad de que es un trabajo arduo extraer los azúcares de las mismas. Este es el caso de las gramíneas, por ejemplo. El problema se encuentra dentro de las células: en las paredes de las mismas se encuentra presente un polímero llamado lignina que provee resistencia estructural y flexibilidad. Como esta molécula es muy irregular, es difícil descomponerla para extraer el azúcar. En el caso de la caña de azúcar, remolacha azucarera, el maíz o los granos de soja, la glucosa puede ser extraída de la lignina con mayor facilidad.

A su vez, cabe destacar como materia prima el sorgo dulce, melaza, madera y residuos de podas de olivo, entre otros.

1.2 ESTADO DE LA INDUSTRIA ARGENTINA

Según datos relevados por la consultora internacional KPMG en 2016, la producción de bioetanol a nivel nacional viene teniendo una tendencia positiva. Para 2020 se estima una producción de 1.300.000 m³ de bioetanol. De seguir esta tendencia, sería esperable que para 2025 el sector alcance los 1.400.000 m³ de producción anual de bioetanol.

En Argentina hay 14 plantas productoras de etanol, cinco a base de maíz y nueve a base de caña de azúcar que produjeron un total de 889.945 m³ en 2016. La provincia de Córdoba es la líder en elaboración con un 39% de la producción total.

A diferencia del resto de los países maiceros y azucareros, Argentina sólo destina un 4% de la cosecha maíz para generar etanol.

La legislación actual regula la mezcla de bioetanol con combustibles fósiles convencionales en un 12%. Es decir 12% de bioetanol por litro de combustible. Especialistas de la BCR (Bolsa de Comercio de Rosario) afirman que, en una primera instancia, la suba del corte de la nafta de 12 a 15% abriría una oportunidad de desarrollo económico amigable con el medio ambiente.

El gran salto del etanol vendría de la mano del maíz ante la indiscutible capacidad de nuestros suelos para producir el grano. En cambio, la caña de azúcar está muy difundida en el norte del país, donde las condiciones agroecológicas son propicias para el cultivo.

Por otro lado, la demanda interna de etanol está cubierta. En 2016, la producción y consumo interno de bioetanol, como se indicó anteriormente, fue del orden de 800.000 m³ (59% de parte de maíz y 41% de parte de los ingenios azucareros). La capacidad instalada en Argentina es de 1,2 millones de m³ anuales.

1.2.1 PRODUCTORES LOCALES DE BIOETANOL

Tabla 1.1: productores locales de bioetanol

Empresa	Producción (m ³ /año)	Materia prima	Ubicación
Promaiz s.a.	145.000	Maíz	Alejandro Roca, departamento Juárez Celman, provincia de Córdoba, a unos 300 km de Córdoba Capital.
ACA Bio	145.000	Maíz	Villa María, Córdoba
Bioenergética La Florida	132.000	Caña de azúcar	La Florida, Tucumán
Bio Ledesma	99.000	Caña de azúcar	Complejo agroindustrial Ledesma, Jujuy
Alcanoa Tabacal	99.000	Caña de azúcar	Orán, Salta

Bio IV	82.500	Maíz	Río cuarto, Córdoba
Diaser	82.500	Maíz	San Luis
Vicentín	60.000	Maíz	Avellaneda, Santa Fe
Biotrinidad	52.500	Caña de azúcar	San Miguel de Tucumán, Tucumán
Bioenergía Santa Rosa	39.600	Caña de azúcar	Leon Rouges, Tucumán
Bioenergía La Corona	39.600	Caña de azúcar	Concepción, Corrientes
Energías Ecológicas de Tucumán - Grupo Colombres	33.000	Caña de azúcar	San miguel de Tucumán, Tucumán
Rio Grande Energía	29.700	Caña de azúcar	Sin datos
Bio San Isidro	16.500	Caña de azúcar	Campo Santo, Salta

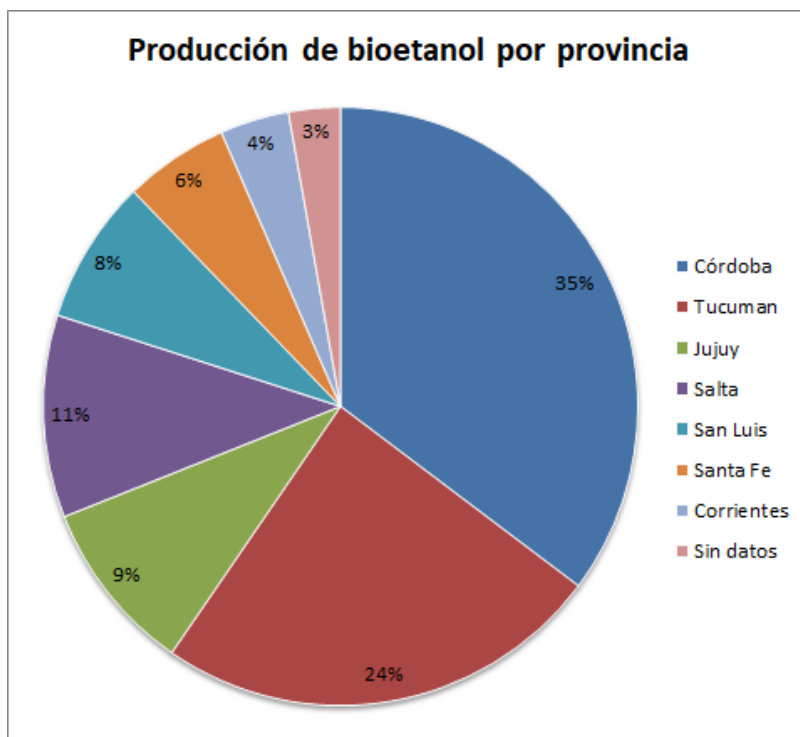


Figura 1.1: nivel de producción de bioetanol clasificado por provincia.

1.2.2 PRODUCTORES DE BIOETANOL A NIVEL MUNDIAL

El comercio internacional de bioetanol se ha desarrollado de manera importante en los últimos años en función de la expansión de su demanda en el mercado internacional. Esta

demanda ha sido impulsada mayormente por las políticas de inducción de mezcla del etanol con la gasolina.

La capacidad total de las aproximadamente 650 plantas de etanol que operan globalmente es de unos 100 mil millones de litros, pero algunas operan debajo de su capacidad instalada y otras han cerrado debido a las fluctuaciones en la demanda y otros temas que atañen a la sustentabilidad ambiental del producto. A nivel global, se han continuado abriendo plantas nuevas de etanol, como las de la empresa Green Future, con una capacidad de 54 mil millones de litros/año abierta en Filipinas en enero de 2013.

La producción de bioetanol en el mundo la lidera Estados Unidos con 198 plantas de producción con una capacidad de producción normal de 58,6 millones de m³/año. La fábrica más grande de etanol en Estados Unidos, ubicada en Illinois, tiene una capacidad de producción normal de 1,4 millones metros cúbicos al año. Casi la totalidad de la producción de etanol en USA tiene como insumo principal al maíz. Se habría utilizado en el ciclo 2016/2017 cerca de 138,4 millones de toneladas de este cereal. En segundo lugar se encuentra Brasil como líder en producción, utilizando mayormente caña de azúcar como materia prima, aunque en 2017 inauguró su primera planta de producción de bioetanol a partir de maíz con una capacidad de producción de 210 millones de litros de etanol por año (0,21 millones de m³ al año) en el estado de Mato Grosso. El estado de Mato Grosso produce cerca de 30 mil millones de toneladas de maíz al año, de las que solo consume 4 millones. El restante es enviado a otros estados de Brasil o exportado. Del excedente, la nueva planta pasó a moler 600 mil toneladas de maíz por año. Brasil ya producía a través de la caña, alrededor de 27 millones de litros de bioetanol al año (en 2016).

Si bien están muy por debajo de los dos países líderes en la producción de bioetanol, también encontramos a China, Canadá y Francia. En Suecia la demanda de etanol está aumentando, donde alrededor de 200 mil vehículos de combustible flexible están utilizando mezclas con alto contenido de etanol (hasta E85) producido localmente e importado.

En la Figura 1.2, se puede ver el crecimiento de la producción de etanol a nivel mundial desde el 2007 al 2015 y su origen según el país o la región.

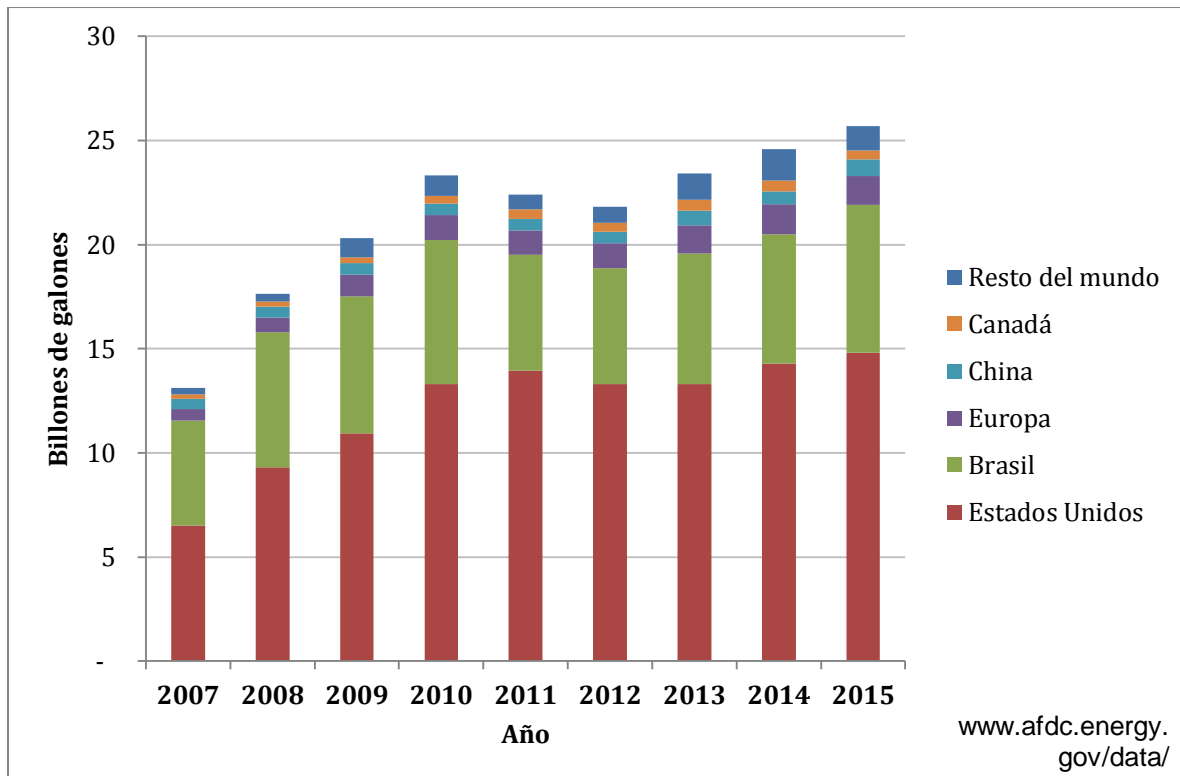


Figura 1.2: producción de etanol mundial por año y distinguida por país o región de origen

Se puede comprobar entonces en la Figura 1.2 que el mayor productor mundial es Estados Unidos seguido de Brasil y que la producción viene en aumento permanente desde el 2012.

1.2.3 PRECIOS DE BIOETANOL

En Argentina, al mes de Abril de 2018 el precio del bioetanol a base de caña es de 16,161 \$/l y a base de maíz 13,164 \$/l. (0,8 y 0,65 US\$/l respectivamente).

A nivel mundial, en Brasil en Octubre de 2017 el etanol había alcanzado el valor medio de 3,9 reales, lo que equivale aproximadamente a 1 USD/l. Por otro lado, en Estados Unidos, a Abril de 2018 el precio de bioetanol se encuentra en 1,43 USD/gal lo que equivale a 0,38 USD/l aproximadamente.

Se observa que Estados Unidos tiene el precio más bajo del mercado de bioetanol, lo cual es lógico al ser el mayor productor de ese biocombustible en el mundo.

1.2.4 CONSUMO DE BIOETANOL A NIVEL MUNDIAL

En la Figura 1.3 se pueden ver los mayores consumidores de etanol a nivel mundial.

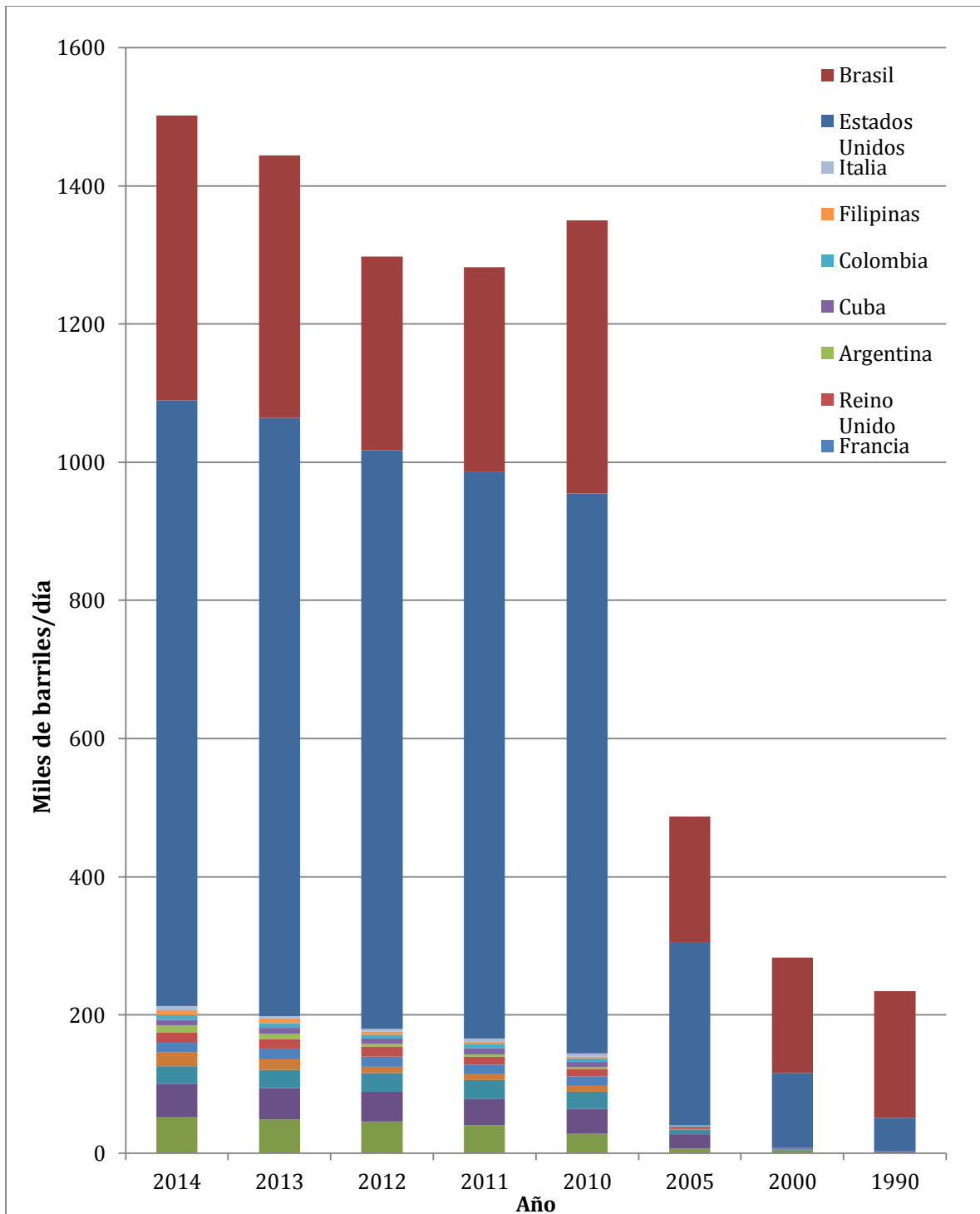


Figura 1.3: mayores consumidores de etanol en el mundo por país y por año.

Se puede ver entonces que, al igual que la producción de etanol mostrada en la Figura 1.2, el consumo está encabezado por Estados Unidos y Brasil. Le siguen países como Canadá y China, análogamente a la producción.

Un gran consumidor fuera de la Unión Europea es Tailandia, que no figura dentro de los grandes productores en la Figura 1.2. Se puede ver, además, que Argentina es uno de los países latinoamericanos que encabezan el consumo luego de Brasil.

De la Figura 1.3 también se puede ver que, a pesar de haber sufrido decaimientos a lo largo de los años, la tendencia en el último período es el incremento de la producción.

Según bibliografía, el consumo de bioetanol está proyectado a aumentar unos 17 billones de litros para 2026 y el 90% de este incremento tendrá como protagonistas a países en vías de desarrollo. A su vez, se estima que el consumo de bioetanol en Argentina aumentará en 1,8 billones de litros para el mismo período debido al posible aumento del porcentaje de etanol regulado en el combustible.

Además, se predice que Argentina será uno de los mayores exportadores incluyendo como principal mercado a Estados Unidos, que aumentará en gran proporción su consumo debido a nuevos estándares en el combustible para automóviles dictados por su Asociación de Protección Ambiental.

1.3 PRODUCCIÓN DE REMOLACHA NACIONAL

En Argentina, no hay actualmente una producción significativa de remolacha azucarera. Pero históricamente no fue siempre así: en el año 1929 se levantó una gran fábrica de remolacha azucarera en Media Agua, San Juan y se sembraron 100 hectáreas de materia prima. Esto generó un entusiasmo en la plantación de este producto y así se sumaron Jáchal con 50 hectáreas, Pocito con 50 hectáreas y 9 de Julio con 20 hectáreas. Sin embargo, luego de dos años de funcionamiento del proyecto, comenzaron los problemas. Por un lado, la corporación vitivinícola de la zona que veía como una competencia sus viñedos con esta idea de diversificación. Por otro lado, los intereses de los productores de caña de azúcar, que pretendía el monopolio de la actividad. A todo esto, se le suma la crisis del año 30, donde se imponen límites a la producción de remolacha azucarera debido al descenso en las ventas de azúcar, y el golpe de estado del 6 de septiembre de 1930. Toda esta presión, y la situación del país, llevaron a la quiebra y total desmantelación de la empresa en 1934. Además, se dinamitó el ingenio con sus avances técnicos e investigaciones.

En Enero de 2017, el INTA (Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria) firmó un convenio con la empresa sanjuanina “Lomas del Sol S.A” para la producción de bioetanol a partir de remolacha azucarera, uvas y sorgo, utilizando aguas cloacales de reúso para el sistema de riego. El objetivo es medir la eficiencia de la transformación de los productos mencionados en bioetanol en Tucumán, donde se cuenta con una planta piloto con equipamiento de alta tecnología provisto desde Alemania. Para el caso de la remolacha, se trata de una plantación de 2300 a 2600 hectáreas, que produciría aproximadamente 200 millones de kilogramos.

Si se instalara una producción de remolacha azucarera en Argentina, lo más probable sería que la misma se localizara en el sur del país ya que las condiciones climáticas áridas y frías son óptimas para el crecimiento de la misma.

1.3.1 PRODUCCIÓN DE REMOLACHA EN EL MUNDO

Los principales productores de remolacha azucarera en el mundo son los listados en la Tabla 1.2.

Tabla 1.2: principales productores de remolacha azucarera

Principales productores de remolacha azucarera - 2010 (millones de toneladas)	
Francia	32
EE.UU.	29
Alemania	24
Rusia	22
Turquía	18
Ucrania	13
Polonia	10
Reino Unido	6
España	4
Italia	3
Total mundial	228
<i>Fuente: UN Food & Agriculture Organization (FAO)</i>	

1.4 PRECIO REMOLACHA AZUCARERA

Como en Argentina no hay producción de remolacha azucarera, para plantear la instalación de la planta que produzca etanol a partir de esta materia prima, se propone que la planta compre la misma a terceros desligándose así del proceso de plantación y cosecha del tubérculo, ya que este último análisis es exhaustivo y excede el alcance del proyecto.

Se plantea el problema de que en nuestro país no se produce este tipo de remolacha por lo cual se estima su valor extrapolando datos de precios de remolacha azucarera en otros países en donde se produzca para el mismo fin. Se considera que se tiene disponible la materia prima en el país, es decir no se calcularán costos de flete, aduana y seguros. Se halló lo siguiente:

Precios de la remolacha en otros países

- UK: £22,50/t= US\$ 29,65 /t
- Alemania: €25 = US\$/t 28,92 /t
- EE UU US\$ 35,5/t
- Francia: €25/t= US\$ 28,92 /t

Luego, se considera un precio promedio de 30,7 US\$/t remolacha azucarera.

1.5 PRINCIPALES VENEDORES DE SEMILLA DE REMOLACHA

A pesar de no realizar en el proyecto la plantación y cosecha de la remolacha azucarera, a modo de información, se presentan las empresas líderes en el mercado mundial en la venta de semillas. Las mismas cuentan con un catálogo con múltiples variedades de semilla acorde a las características del lugar donde se realizará la plantación. Para la compra de semillas se debe estar registrado como comprador y así acceder al catálogo:

- 1 KWS (Alemania)
- 2 Betaseed (Norteamérica)
- 3 SESVanderHave (Bélgica)
- 4 Florimond Desprez (Bélgica)
- 5 Monsanto (Estados Unidos)
- 6 Syngenta (Suiza)
- 7 Bayer (Alemania)
- 8 Limagrain (Francia)
- 9 Maribo Seed (Dinamarca)
- 10 Strube (Alemania)

1.6 VENTAJAS DEL USO DE BIOETANOL

Su utilización en vehículos de transporte reduce de manera importante las emisiones de SO₂, CO₂, residuos de hidrocarburos y, al mismo tiempo, permite una reducción del efecto invernadero (si un litro de gasolina se reemplaza por un litro de bioetanol, se evitaría el 75% de emisiones de gas con efecto de invernadero sobre este volumen)

Cabe señalar que la producción de etanol por fermentación es una tecnología limpia, relativamente simple y fácil de desarrollar. Su producción en biorreactor, aunque compleja desde el punto de vista bioquímico, no requiere de conocimientos especializados para su realización.

Además, al utilizar mayor concentración de etanol en la gasolina, se reduce, teóricamente, el precio de la misma.

1.7 DESVENTAJAS DEL USO DE BIOETANOL

La producción masiva de cultivos destinados al etanol puede provocar problemas de deforestación o reducir alimentos provenientes de cereales como el trigo o el maíz. La deforestación por su parte, provocaría una reducción importante de la diversidad biológica, así como una disminución de las funciones de regulación de los recursos acuíferos.

Los fertilizantes y pesticidas usados para lograr el cultivo intensivo, además de contaminar suelos y aguas, serían también una causa más de las emisiones de gases contaminantes en forma de dióxido de nitrógeno y metano.

A su vez, una desventaja de la utilización del etanol como combustible es que produce menor energía que la gasolina.

1.8 PROCESOS DE PRODUCCIÓN

El bioetanol se produce a partir de la fermentación de materia orgánica rica en azúcar (caña, remolacha o vino), así como de la transformación en azúcar del almidón presente en los cereales.

En líneas generales, en las primeras etapas de la fermentación, cada molécula de glucosa se transforma en dos moléculas de ácido oxopropanoico, más conocido como ácido pirúvico. A partir de dicho ácido, diferentes rutas metabólicas conducen a la formación de otros tantos productos finales. En la fermentación alcohólica, que llevan a cabo las levaduras, el producto final resultante es el etanol y, en una mínima proporción, otro alcohol: el butanodiol.

1.8.1 PROCESO DE PRODUCCIÓN A PARTIR DE REMOLACHA

Las remolachas son obtenidas, en lo posible, de cultivos cercanos a la planta de producción. La recolección de estos cultivos es llevada a cabo manualmente por las personas encargadas las cuales arrancan, deshojan y cortan la parte superior de las mismas, además de cargarlas en camiones que transportan la materia prima hasta la planta.

Una vez que las remolachas llegan a destino son pesadas y almacenadas en una bodega para luego comenzar su transformación.

Del almacén de materia prima, las remolachas son transportadas al tanque de lavado donde se ponen en contacto con una corriente de agua a temperatura ambiente que remueve cualquier suciedad presente como hojas y tierra.

De este tanque de lavado salen dos corrientes. La primera es la corriente de agua de lavado. La otra corriente son los tubérculos ya limpios, estos se retiran del tanque y por un sistema de transporte son llevados hasta una báscula para su pesado. Una vez obtenida la cantidad requerida para el proceso, sigue su camino hasta llegar a un molino de cuchillas que reduce su tamaño a trozos entre 2,5 y 5 cm. Los trozos caen a un tanque con agua, donde se realiza el proceso de extracción por difusión, la remolacha entra en contacto con agua a una temperatura entre 70 y 75°C donde se extrae entre 97,5 y 98 % de los azúcares presentes.

Una solución de azúcar emerge a partir de un extremo, y los sólidos residuales de remolacha emergen del otro. La pulpa puede ser secada y puede ser vendida para alimento de ganado. La solución de azúcar obtenida se denomina jugo crudo: contiene aproximadamente un 14% de azúcar y es color negro.

El extracto obtenido es separado de los sólidos por medio de un primer filtro en el tanque y luego es transportado por una tubería e impulsado por una bomba a un nuevo tanque para su purificación. Esta consiste en remover y neutralizar aquellos compuestos que no son de interés en el proceso y concentrar los azúcares en el jugo.

El jugo es bombeado hacia una tubería hasta el fermentador, allí se le adiciona el cultivo microbiano para la fermentación. Una vez terminado el proceso de fermentación, el mosto obtenido pasa a una centrífuga, donde se separan los residuos sólidos generados en la fermentación y se purifica el mismo.

La destilación se lleva a cabo en tres columnas, en la primera se remueven los componentes más pesados y el etanol producido tiene un porcentaje en volumen de aproximadamente 94 %. En la segunda columna, se remueve agua y otros componentes que permiten elevar el contenido de etanol. Una tercera columna es la recuperadora del solvente utilizando en la extracción.

Es muy importante que el producto final tenga menos de un 1% de agua ya que su uso será la combustión, donde no puede haber presencia de agua ya que esto causaría la corrosión del motor.

1.8.2 PROCESO DE PRODUCCIÓN A PARTIR DEL MAÍZ Y CAÑA DE AZÚCAR

El grano de maíz es triturado y el almidón contenido en el mismo se hidroliza para obtener la glucosa. Para lograr esto se utiliza la molienda húmeda o seca.

En la húmeda, se secan los granos y se limpian de impurezas. Luego, los mismos son puestos en remojo durante dos días en una solución de agua a 50°C, dióxido de azufre y ácido láctico en pequeña proporción. En este proceso, el maíz se hincha, se ablanda y libera el almidón debido a la acidez de la solución. Se pasa entonces la mezcla por un separador que hace que el germen de los granos flote gracias a su contenido de aceite, por lo que son recuperados fácilmente. El almidón es separado de las proteínas mediante un proceso de centrifugación.

En la molienda seca, los granos limpios son molidos a finas partículas y se produce una harina que contiene el germen, la fibra y la fécula de maíz. La harina se hidroliza usando una solución ácida o enzimas. Se deja enfriar la mezcla y se le agrega levadura para comenzar el proceso de fermentación.

En ambos procesos, la hidrólisis permite que cada molécula de glucosa contenida en el almidón gane una molécula de agua.

La glucosa se somete entonces al proceso de fermentación, con el que se obtiene etanol y otros bialcoholes.

Finalmente, el caldo logrado se somete a sucesivos procesos de destilación para lograr la concentración necesaria para ser mezclado el etanol con la gasolina.

Para el caso de la utilización de caña de azúcar como materia prima, la extracción de la glucosa se realiza mediante la trituración de la caña y posterior lavado con agua. Luego, el proceso de fermentación es análogo.

1.9 RENDIMIENTO POR TONELADA DE MATERIA PRIMA

Tabla 1.3: rendimiento por tonelada de materia prima

CULTIVO	Producción t/ha	Rendimiento en etanol kg/l	Producción de etanol l/ha
Remolacha	60	10	6.000
Trigo de secano	2,5	2,85	877
Maíz	10	2,7	3.703
Pataca	65	12	5.416
Sorgo azucarero (tallos)	90	15	6.000

1.10 MARCO LEGAL

La ley 26.093 sancionada el 19 de abril de 2006 y promulgada de hecho el 12 de mayo de 2006 es una ley que regula y promociona la producción y uso de biocombustibles (llámese biocombustibles a bioetanol, biodiesel y biogás). También establece las condiciones a cumplir de las plantas productoras, cómo debe ser la mezcla con combustibles fósiles y las infracciones y sanciones en caso de que las plantas productoras no cumplan con la ley mencionada.

En su artículo N°8 establece que la mezcla de bioetanol con combustibles fósiles debe ser como mínimo de un 5%. Sin embargo, en 2014 el porcentaje de corte con biocombustibles ha sido incrementado a un 10% a partir del 1° de diciembre de 2014 por medio de la resolución N° 44 del 16 de septiembre de 2014 de la ex Secretaría de energía del ex “Ministerio de Planificación Federal, Inversión Pública y Servicios”.

Finalmente, a través del Decreto N° 543 del 31 de marzo de 2016, se sugirió a este ministerio que incremente de 10% a 12% la adición obligatoria del bioetanol en su mezcla con las naftas de uso automotor a partir del 1° de abril de 2016, normativa que sigue rigiendo hasta la actualidad.

Por otro lado, la ley establece que los proyectos destinados a la producción de biocombustibles tendrán beneficios siempre y cuando

- La industria este situada en el territorio argentino
- Sean propiedad de sociedades constituidas en la Argentina y habilitadas con exclusividad para el desarrollo de la producción de biocombustibles, pudiendo llevar a cabo todas o algunas de las etapas industriales necesarias para la obtención de las materias primas renovables correspondientes.
- Su capital social mayoritario sea aportado por el estado nacional, por la Ciudad Autónoma de Buenos Aires, los estados provinciales, los municipios o las personas físicas o jurídicas, dedicadas mayoritariamente a la producción agropecuaria.
- Estén en condiciones de producir biocombustibles cumpliendo las definiciones y normas de calidad establecidas y con todos los demás requisitos fijados, previos a la aprobación del proyecto y durante la vigencia del beneficio.

- Hayan accedido al cupo fiscal establecido en el artículo 14 de la presente ley y en las condiciones que disponga la reglamentación (el artículo 14 indica cual es el criterio de selección de los proyectos priorizando los que cumplan los tres requisitos propuestos)

Los beneficios que otorga esta ley para aquellos que cumplan los requisitos anteriores consisten en

- En lo que refiere al Impuesto al Valor Agregado y al Impuesto a las Ganancias, será beneficiado según la Ley N° 25.924 de “Promoción en obras de capital y obras de infraestructura” que reglamenta beneficios como la devolución de IVA adelantado, amortización acelerada de impuesto a las ganancias y disposiciones varias en lo que respecta a estos impuestos.
- Los bienes afectados a los proyectos aprobados no integrarán la base de imposición del Impuesto a la Ganancia Mínima Presunta establecido por la Ley N° 25.063 que trata las modificaciones de la ley impositiva, aplicación del IVA, impuesto a las ganancias e impuestos varios para productos de índole comercial detallados en la ley.
- El biodiesel y el bioetanol producidos no estarán alcanzados por la tasa de Infraestructura Hídrica establecida por el Decreto N° 1381/01, por el Impuesto sobre los Combustibles Líquidos y el Gas Natural establecido en el Capítulo I, Título III de la Ley N° 23.966.
- La Secretaría de Agricultura, Ganadería, Pesca y Alimentos, promoverá aquellos cultivos destinados a la producción de biocombustibles que favorezcan la diversificación productiva del sector agropecuario.
- La Subsecretaría de Pequeña y Mediana Empresa promoverá la adquisición de bienes de capital por parte de las pequeñas y medianas empresas destinados a la producción de biocombustibles.
- La Secretaría de Ciencia, Tecnología e Innovación Productiva promoverá la investigación, cooperación y transferencia de tecnología, entre las pequeñas y medianas empresas y las instituciones pertinentes del Sistema Público Nacional de Ciencia, Tecnología e Innovación.

Las penalidades correspondientes al no cumplimiento de la Ley se encuentran detallados en los artículos 16 y 18 de la presente.

1.11 USOS Y APLICACIÓN DE BIOETANOL

El bioetanol es un sustituto directo de combustible verde para los derivados del petróleo y se caracteriza por tener un índice de octano alto. Se puede utilizar en la gasolina hasta un 20% sin cambiar el motor o motores utilizados. Se usa principalmente para aumentar el octanaje de la gasolina. El octanaje determina la forma en que hace combustión la gasolina en el cilindro del motor: a mayor octanaje la combustión es más uniforme y controlada. El bioetanol funciona como oxigenante y eleva la potencia de combustión, sustituyendo al componente tradicional (éter metil tert-butílico MTBE) que es altamente contaminante, por lo que las gasolinas mezcladas con bioetanol son menos agresivas con el medioambiente.

El bioetanol como combustible es particularmente común en Brasil, donde la mayoría de los vehículos lo utilizan todos los días. Las posibilidades energéticas del bioetanol, sin embargo,

no se limitan al sector del transporte, ya que se puede utilizar como combustible para la calefacción y el ámbito doméstico.

1.11.1 USOS Y APLICACIÓN DE SUBPRODUCTOS

La producción de bioetanol deja como subproductos algunos bialcoholes como el butanodiol

1.11.1.1 DIÓXIDO DE CARBONO

El dióxido de carbono es el principal subproducto de este proceso. Este se produce durante el proceso de fermentación junto al etanol gracias a la acción de las levaduras. Su importancia radica en que, en primer lugar, al ser capturado y tratado se puede comercializar. Por otro lado, no verterlo al ambiente coopera con las reducciones de emisiones de este gas de efecto invernadero a la atmósfera. En el Capítulo 8 se desarrollará el análisis del tratamiento de este gas.

1.11.1.2 BUTANODIOL

Este compuesto está en mínima proporción. Se utiliza como materia prima en la manufactura de tetrahidrofurano (THF), resinas de polibutilen tereftalato (PBT), gama-butirolactona, poliuretanos y productos farmacéuticos; se utiliza como solvente y en recubrimientos. Algunas aplicaciones más actuales es la fabricación de fibra spandex y plásticos de ingeniería.

Por otro lado, deja productos residuales como:

1.11.1.3 MATERIALES LIGNOCELULÓSICOS

Son residuos de la hortaliza (tallos, bagazo) que se descartan antes de que empiece la transformación. Se utiliza como materia adicional para la alimentación de ganado bovino y ovino.

1.11.1.4 MATERIALES ALIMENTICIOS

Se lo llama pulpa y son los restos de la planta que quedan luego del paso de la remolacha por el proceso. Se sabe que se generan 0,75 t/ tonelada de bioetanol producido. Estos restos ricos en proteínas se utilizan para alimentar ganado.

1.12 POTENCIALES CLIENTES NACIONALES Y EXTRANJEROS

Los principales clientes de la compra de bioetanol son las empresas petroleras que, por la legislación vigente del país en que residen y venden sus productos, están obligadas a mezclar biocombustibles con combustibles fósiles.

1.12.1 CLIENTES EXTRANJEROS

En la Figura 1.4 se puede ver la distribución por países de la exportación de etanol argentino en los últimos años.

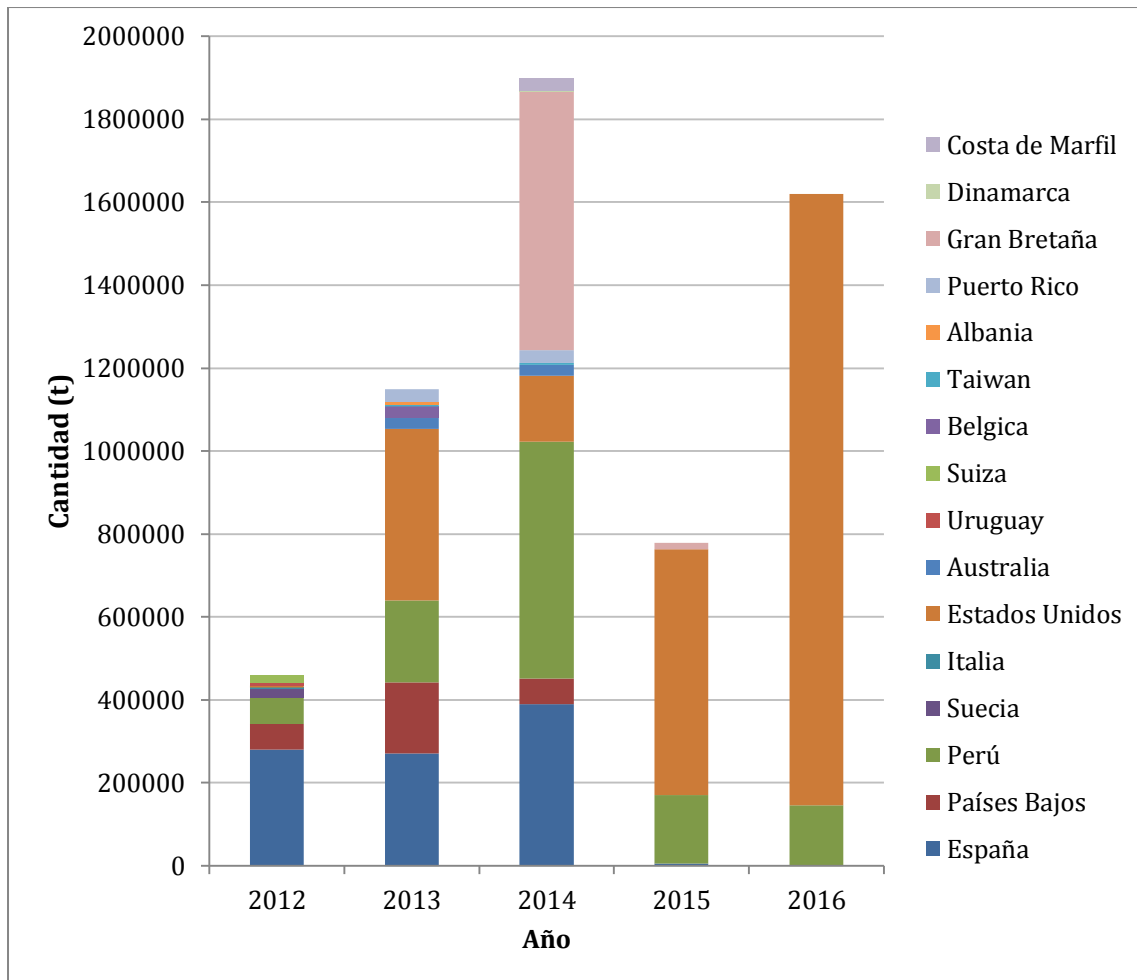


Figura 1.4: exportaciones argentinas de etanol en los últimos años.

Es posible observar, entonces, que los mayores clientes de Argentina fueron Estados Unidos, Perú y España. Se puede ver también que la exportación a España se hizo nula luego de 2015. Además, las exportaciones a Perú disminuyeron desde ese año, contrastado con un aumento en la exportación a Estados Unidos. Estos números concuerdan con la predicción antes mencionada, en la que se establece que el mayor comercio en el exterior de bioetanol argentino tendrá como objetivo Estados Unidos para el 2026.

Se puede ver, además, que la exportación total tuvo un fuerte decaimiento en 2015 pero en el año posterior la tendencia es a aumentar. Es a partir de este año, que la demanda dejó de tener varios países como clientes para centrarse en los mayores compradores como son Perú y Estados Unidos.

Es posible entonces asumir que, al igual que el consumo mundial de etanol, la exportación nacional aumentará en los próximos años teniendo una demanda casi exclusiva por parte de Estados Unidos.

1.12.2 CLIENTES NACIONALES

En la Figura 1.5 se pueden ver las ventas totales de bioetanol a nivel nacional durante el período 2012 - 2016.

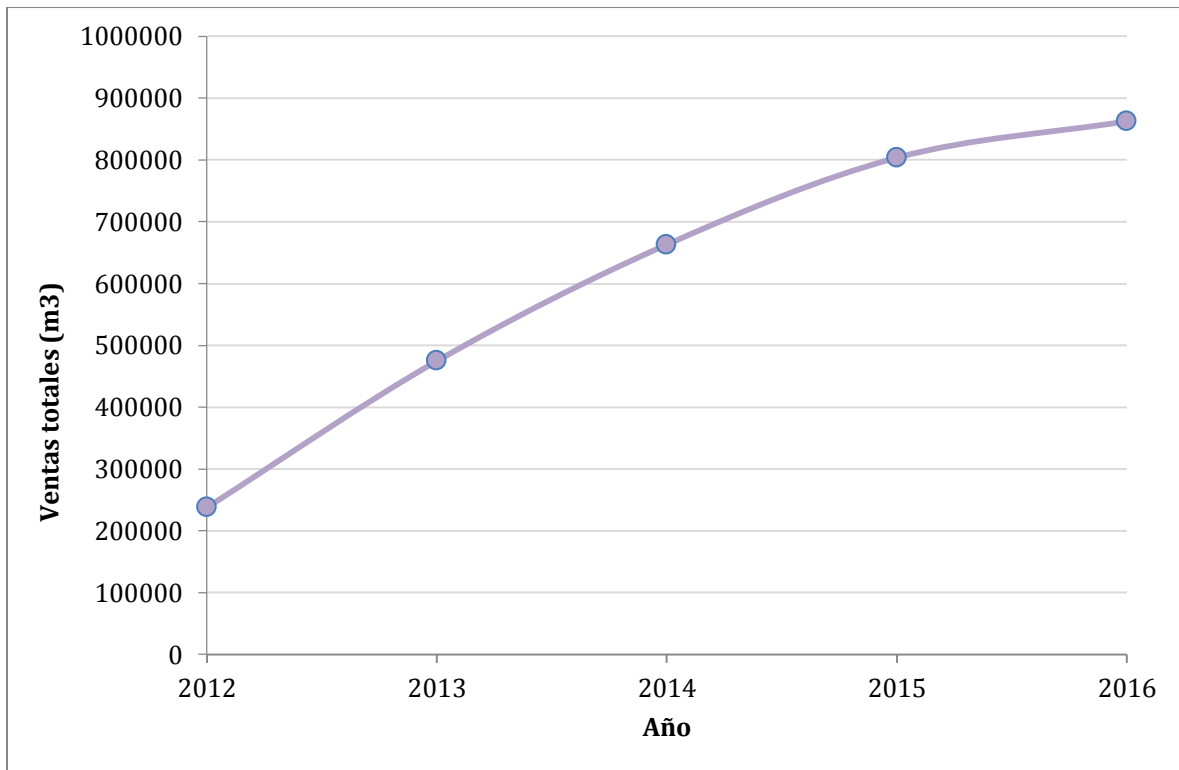


Figura 1.5 ventas de bioetanol dentro de Argentina por productores nacionales por año.

Por otra parte, se analizan los principales compradores de bioetanol para su utilización en el corte de combustible en los últimos años. Dentro de los mismos, se encontraron:

- Axion
- Petrobras
- Fox Petrol
- Refinería del Norte
- Shell
- YPF
- Oil Combustibles
- Trafigura Oil

Se puede ver con claridad en la Figura 1.5 que en los últimos años la demanda nacional se ha incrementado. Esto puede deberse gracias al aumento del porcentaje necesario de etanol en el corte de gasolinas en los años 2014 y 2016, descritos en el marco legal.

Es probable, entonces, que si se incrementa el porcentaje de etanol en combustible al 15% en volumen como se predice en Argentina, la tendencia de la demanda nacional del biocombustible siga creciendo, ya que para los clientes nacionales representa un aumento en el volumen de combustible disponible en el país y una disminución en las importaciones en caso de aumento en las demandas.

1.13 POTENCIALES COMPETIDORES DE LOS PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS

El bioetanol es el biocombustible que más se genera y usa, con lo cual prácticamente no posee sustitutos en el mercado para el uso que se le da en Argentina (como corte de la nafta). Lo que efectivamente tiene competencia son las industrias que fabrican bioetanol a partir de distintas materias primas. En el caso nacional, los mayores competidores son los que utilizan caña de azúcar y maíz como materias primas.

Los subproductos de la producción de bioetanol a partir de remolacha no tienen gran importancia industrial, tienen los usos descritos anteriormente para no ser desechados, pero son fácilmente sustituibles.

Si se compara el uso de remolacha como materia prima con el de caña de azúcar, se puede decir que esta última es mejor opción para la producción de etanol. Esto se debe a que se obtiene un subproducto llamado bagazo que puede producir una gran cantidad de energía necesaria para el proceso de producción de etanol. Por otro lado, la remolacha no posee un subproducto que pueda generar energía. Sin embargo, la caña de azúcar presenta la desventaja de poseer limitados sectores donde puede ser cosechada en contraposición con la remolacha azucarera, ya que esta última puede ser cultivada en distintos tipos de suelos. Además, la caña no puede ser transportada grandes distancias debido a que el azúcar puede descomponerse si no se procesa inmediatamente luego de ser recolectada.

En cuanto al maíz, se puede decir que el proceso para transformarlo en etanol es más complicado que el utilizado para la remolacha. La remolacha posee sacarosa que puede ser extraída fácilmente de la planta mediante una trituration y posterior lavado con agua. Para obtener el azúcar del maíz, se debe tratar el almidón presente en el mismo antes de la fermentación, lo que hace más engorroso el proceso. A su vez, el maíz tiene un poder energético menor que la remolacha, por lo que se puede generar aproximadamente la mitad de etanol proveniente de una misma área cultivada de remolacha.

1.14 CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN

Se estima que la capacidad productiva de la planta será 100 mil m³ anuales, aunque puede estar sujeta a cambios en el futuro.

El lugar geográfico de la planta se elige en función de la ubicación de tierras aptas para el cultivo de remolacha azucarera, ya que se asume que se estará cerca de la zona de cultivo de la misma para un ahorro en el valor de fletes. La remolacha azucarera es una planta bienal muy resistente al frío que puede crecer en climas templados. Durante el primer año forma una gran raíz con un contenido de sacarosa entre el 15 y el 20%. El segundo año florece pero se cosecha antes de que esto ocurra, ya que hace que la raíz decrezca.

En la mayoría de los climas templados, se planta en primavera. Con cien días de crecimiento, es suficiente para la producción comercial de este tubérculo. Para este trabajo se considera que la producción de la materia prima es constante y se ajusta a los requerimientos de la planta de producción de etanol.

Se sabe por experiencias previas que en nuestro país se puede cultivar esta variedad de remolacha tanto en provincias de la Patagonia como Río Negro o La Pampa, como en el norte, en provincias como San Juan. En este caso, se elegirá la provincia de Río Negro, ya que como se mencionó anteriormente, la remolacha soporta variedad de climas y condiciones. Además, los terrenos en esta provincia se considera que serán más económicos que en

Buenos Aires, ya que en este último lugar, son muy fértiles, y sumando su clima templado se encarecen considerablemente. Se localiza en un parque industrial (PITBA) en Bariloche, donde se cuenta con todos los servicios disponibles.

1.15 JUSTIFICACIÓN PRELIMINAR DEL PROYECTO

Como se mencionó anteriormente, en la Argentina, se utiliza un 12% de bioetanol para corte por litro de nafta. Si se aumentara este porcentaje a un 15%, no estaría satisfecha la demanda interna y se requeriría así una mayor producción de bioetanol en el país, ya que se superaría la capacidad instalada actual (1,2 millones de m³ anuales). De esta forma, una planta de bioetanol a partir de remolacha azucarera, sería viable.

A su vez, es posible la utilización de gasolinas con cortes de etanol mayores a 25% en motores “flex fuel”. La implementación de estos vehículos es una realidad en países latinoamericanos como Brasil y se busca, en el futuro, el desarrollo de políticas que inciten a la utilización de los mismos en Argentina. Por lo tanto, al aumentar el porcentaje de bioetanol presente en los combustibles, se podría hasta duplicar la demanda nacional del mismo, que no podría ser cubierta por la capacidad total de los productores establecidos. Estas condiciones generarían un escenario ideal para el desarrollo de una planta nueva de producción de bioetanol a partir de remolacha.

Además del evidente crecimiento de la demanda nacional de bioetanol en los últimos años, las exportaciones están en aumento sobre todo a mercados como Estados Unidos. Es por esto, que se puede asegurar una demanda para el desarrollo de una nueva planta de bioetanol.

CAPÍTULO 2: ANÁLISIS DE LA REACCIÓN QUÍMICA

2.1 PROCESO GENERAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL

En líneas generales, en las primeras etapas de la fermentación, cada molécula de glucosa se transforma en dos moléculas de ácido oxopropanoico, más conocido como ácido pirúvico. A partir de dicho ácido, diferentes rutas metabólicas conducen a la formación de otros tantos productos finales.

En la fermentación alcohólica, que llevan a cabo las levaduras, el producto final resultante es el etanol y como subproductos dióxido de carbono y, en una mínima proporción, otro alcohol: el butanodiol.

2.1.1 PRODUCCIÓN DE BIOETANOL A PARTIR DE REMOLACHA

Los principales procesos de la obtención de bioetanol son la fermentación y la purificación por destilaciones consecutivas.

Como se indicó en el Capítulo 1, para preparar la remolacha para el proceso, primero se debe triturar y luego llevar a cabo el proceso de extracción, donde se obtiene la sacarosa a partir de la remolacha. Luego de obtener por difusión los azúcares presentes en la remolacha, se debe filtrar el jugo

Como próximo paso, se bombea el jugo crudo por una tubería hasta el fermentador, donde se adiciona el cultivo microbiano para la fermentación. En los fermentadores, la concentración de etanol aumenta a medida que el flujo de sustrato atraviesa el sistema. El flujo que ingresa a la serie es igual al flujo que egresa en masa ya que se trabaja en estado estacionario.

Una vez concluido este proceso, el mosto pasa a una centrífuga donde se separa la levadura del etanol diluido, pudiendo esta ser recirculada al fermentador y disminuir la cantidad de levadura fresca que se necesite alimentar.

Para purificar el etanol se lo somete a un proceso de destilación en tres columnas. La primera separa el azeótropo agua-etanol del resto del agua con sacarosa no convertida proveniente del fermentador. En la segunda se utiliza un solvente extractor que rompe el azeótropo y facilita la separación del etanol con la pureza deseada y la tercera recupera el solvente extractor del agua residual.

2.2 SÍNTESIS DEL CAMINO DE REACCIÓN QUÍMICA

La reacción global de formación de bioetanol a partir de sacarosa es la siguiente



En la etapa de fermentación, la sacarosa sufre un proceso bioquímico de oxidación llamado glucólisis, que consta de diez reacciones enzimáticas en serie que transforman este compuesto en ácido pirúvico.

Los subproductos de esta etapa son adenosin trifosfato (ATP) y nicotinamida adenina dinucleótido (NADH)

En un paso posterior, el piruvato es sometido a un proceso de fermentación gracias a la catálisis de las enzimas piruvato descarboxilasa (PDC) y de la alcohol deshidrogenasa (ADH) donde es convertido finalmente en etanol.

Se puede considerar que el etanol es un residuo metabólico de la extracción de energía de la glucosa.

2.3 REACCIÓN QUÍMICA DETALLADA

La ruta principal de descomposición de carbohidratos es la glucólisis. La reacción empieza con la donación de un grupo fosfato del ATP a la glucosa. La estrategia de las células en la fase de catabolismo (parte del metabolismo donde las moléculas complejas se descomponen formando otras más simples) de azúcares con 6 carbonos es convertirlos en glucosa-6-fosfato y luego de varios pasos llega a formar dos moléculas de gliceraldehído-3-fosfato que luego son oxidadas a ácido 3-fosfoglicérico (pasos a y b de la Figura 2.1). El factor oxidante de esta etapa es el NAD^+ , forma oxidada del NADH. Este proceso de oxidación del aldehído a ácido carboxílico es más complejo de lo que se observa en la Figura 2.1 y es muy exotérmico. Esta etapa es muy importante a nivel medio de reacción ya que se recupera las moléculas de ATP utilizadas en la primera etapa.

El tercer paso consta de un proceso de isomerización donde el grupo oxhidrilo se intercambia con el fosfato dando por resultado el 2-fosfoglicérico que luego pierde una molécula de agua por eliminación (paso d). Es muy común en procesos metabólicos la pérdida de un grupo oxhidrilo en posición β seguido de un grupo carboxilo con un protón α . El resultado es el ácido fosfoenolpirúvico (PEP). Este compuesto es de gran importancia en la síntesis de ácidos amino aromáticos y otros procesos varios.

En una siguiente instancia, el PEP dona su fósforo a una molécula de ADP recuperando el ATP y forma piruvato. Esto sucede gracias a que la forma enólica del piruvato es más estable que la forma oxo, debilitando el enlace y haciendo susceptible la pérdida del fósforo para llegar al estado más estable de la molécula.

Luego, el piruvato generado por la glucólisis es descarboxilado a acetaldehído (paso i). Esta descarboxilación de un ácido 2-oxo es químicamente difícil y la enzima que lo cataliza hace uso de un reactivo especial conocido como coenzima. Para este tipo de reacción, la coenzima es la conocida como pirofosfato de tiamina (vitamina B1, de fórmula $\text{C}_{12}\text{H}_{19}\text{N}_4\text{O}_7\text{P}_2\text{S}^+$). La fermentación se completa mediante la reducción del acetaldehído a etanol, utilizando el NADH producido en la oxidación de gliceraldehído-3-fosfato.

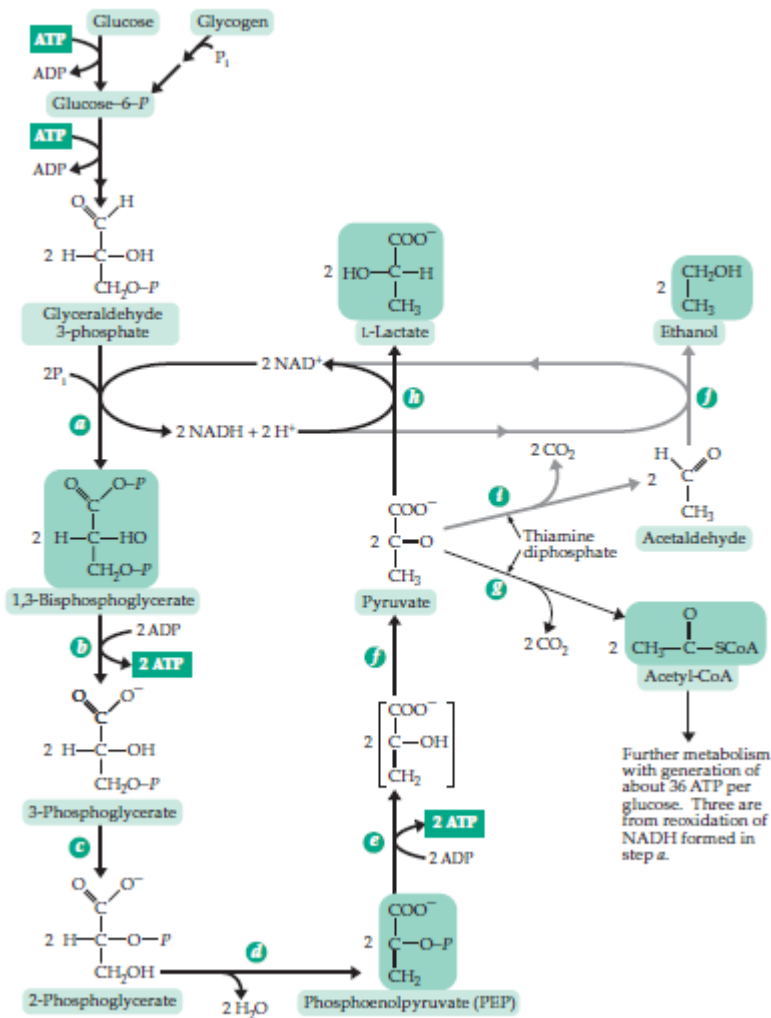


Figura 2.1: reacción en pasos para la formación de etanol.

2.4 MODELADO CINÉTICO Y OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE FERMENTACIÓN DE BIOETANOL

A continuación se detalla la experiencia realizada por Samuel C. Oliveira, Romulo C. Oliveira, Mariana V. Tacin y Edwil A.L.Gattás para obtener un modelo cinético que represente la variación en la concentración de los compuestos participantes en la reacción de fermentación.

Se utilizó un simple modelo matemático teniendo en cuenta la inhibición de las células de levadura tanto para el etanol como para el sustrato. Se realizó para poder interpretar los valores experimentales del proceso de fermentación alcohólico batch utilizando distintas concentraciones iniciales de azúcares y levadura. Los perfiles temporales de concentraciones de azúcar, etanol y levadura fueron modelados por un conjunto de ecuaciones diferenciales, las cuales fueron integradas numéricamente mediante el método de Runge-Kutta que permitió a los autores la obtención de los parámetros cinéticos que caracterizan la reacción.

2.4.1 CONDICIONES DE FERMENTACIÓN

Se utilizó “*Saccharomyces Cerevisiae*” como levadura. Se lleva a cabo el experimento batch en un biorreactor de 5 litros. El medio de fermentación consiste en jugo de caña de azúcar con nutrientes minerales y extracto de levadura. Se esterilizó durante 30 minutos a 120°C con autoclave tanto el medio como el fermentador. Se mantuvo una temperatura de 30°C con un bloque de enfriamiento y el reactor fue aireado con 0,45 vvm (volúmenes de aire por volumen de líquido por minuto).

El pH inicial del medio fue de 4,5 y la concentración inicial de azúcar (S0) y de células (X0) fueron las siguientes:

$$S_0=111,5 \text{ g/l}$$

$$X_0=25,0 \text{ g/l}$$

La concentración de las células fue determinada con espectrofotometría a 570 nm. La concentración de azúcares expresada en gramos de glucosa por litro fue determinada mediante el método analítico de reducción de azúcares de Miller. La concentración de etanol fue determinada mediante la utilización de polímeros y sales en un método planteado por Gattás.

2.4.2 MODELADO MATEMÁTICO

Los valores experimentales fueron interpretados mediante un modelo matemático basado en las características cinéticas comúnmente observadas en los procesos de fermentación de alcoholes tales como: la limitación de sustrato, la inhibición de la actividad metabólica por etanol y sustrato a altas concentraciones, la formación de producto asociado al crecimiento de células, la muerte de las mismas y otros fenómenos.

Los modelos cinéticos para el crecimiento e inhibición de células están basados en aquellos usados para la cinética de enzimas. Se derivan descripciones teóricas de la ecuación de Monod:

$$\mu=\mu_{\max} S/(K_S+S) \quad (\text{Ecuación 2.1})$$

Donde μ representa la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos y la caracterizan los parámetros experimentales μ_{\max} y K_S . S representa la concentración de sustrato en el medio fermentador.

Se incluyen además los términos para cuantificar la disminución en la tasa de producción de bioetanol por los efectos inhibidores.

La función de inhibición de etanol fue mejor representada de la siguiente forma:

$$g(P)=(1-P/P_{\max})^n \quad (\text{Ecuación 2.2})$$

Donde n representa el coeficiente que modula la intensidad de la inhibición (poder tóxico), P la concentración de etanol producida en g/l y Pmax es un parámetro del modelo en las mismas unidades que P.

El modelo de Monod predice un aumento de la velocidad con la concentración de sustrato, pero la velocidad tiene un valor máximo.

2.4.3 DESARROLLO Y VALIDACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

Se realizan las siguientes consideraciones:

- Mezclado perfecto.
- Limitación en el crecimiento de células por escasez de sustrato.
- Inhibición en el crecimiento de células por etanol y sustrato.
- No hay muerte o desactivación de células.
- La formación de producto está asociada al crecimiento de las células.
- Consumo insignificante de sustrato para el mantenimiento de la célula.

El modelo se representa con las siguientes ecuaciones provenientes del balance de masa:

$$dX/dt = \mu * X \quad (\text{Ecuación 2.3}) \quad (\text{velocidad de producción celular})$$

$$dP/dt = \pi * X \quad (\text{Ecuación 2.4}) \quad (\text{velocidad de producción del alcohol})$$

$$dS/dt = -\sigma * X \quad (\text{Ecuación 2.5}) \quad (\text{velocidad de consumo del sustrato})$$

Siendo X: concentración de células; P: concentración de bioetanol y S: concentración de sustrato (en g/l)

Además:

$$\mu = \left[\frac{\hat{\mu} * S}{K_S + S + S^2 / K_i} \right] * g(P) \quad (\text{Ecuación 2.6})$$

$$\pi = \alpha * \mu \quad (\text{Ecuación 2.7})$$

$$\sigma = \pi / Y_{P/S} \quad (\text{Ecuación 2.8})$$

Además, según la Ecuación 2.2

$$g(P) = (1 - P/P_{max})^n$$

Donde $\hat{\mu}$ representa el crecimiento máximo específico de células en ausencia de efectos inhibitorios, K_S es la constante de saturación del sistema celular, K_i es el parámetro inhibitorio del azúcar, P_{max} el parámetro inhibitorio del etanol y n representa la intensidad de la inhibición, como se dijo anteriormente.

Las condiciones iniciales en el proceso de fermentación batch fueron $S(0) = 111,5$ g/l; $X(0) = 25$ g/l y $P(0) = 0$ g/l.

Si se divide la Ecuación 2.3 por la 2.5 y se incluye la Ecuación 2.8 en esta operación se obtiene una expresión que, integrada con un valor de $Y_{P/S}$ constante, genera la siguiente ecuación lineal

$$\Delta P = Y_{P/S} (-\Delta S) \rightarrow Y_{P/S} = \Delta P / (-\Delta S) \quad (\text{Ecuación 2.9})$$

Donde ΔP es la variación de concentración de etanol en g/l y ΔS la del sustrato en las mismas unidades.

Experimentalmente se obtuvo entonces un valor promedio de $Y_{P/S} = 0,4$ g/g que representa la pendiente de la recta ΔP vs $(-\Delta S)$ trazada con los valores experimentales de la concentración de etanol y sustrato.

Con un procedimiento análogo usando las Ecuaciones 2.1, 2.2 y 2.5 se obtiene la ecuación

$$\Delta P = \alpha (\Delta X) \quad (\text{Ecuación 2.10})$$

Siendo ΔX la variación de concentración de células en g/l.

Esta última ecuación es utilizada para estimar el parámetro α por regresión lineal utilizando datos experimentales de la fase exponencial, ya que la fase estacionaria no provee información relevante sobre éste parámetro. Así, el valor estimado fue de $\alpha = 4,87$ g/g.

El resto de los parámetros incluidos en las ecuaciones antes mencionadas, fueron estimados por regresiones no-lineales integrando numéricamente las ecuaciones diferenciales. Los valores encontrados por los autores fueron:

$$\hat{u} = 0,5 \text{ L/h}$$

$$K_s = 6,1 * 10^{-3} \text{ g/l}$$

$$K_i = 139,7 \text{ g/l}$$

$$P_{\max} = 94,2 \text{ g/l}$$

$$n = 4,12$$

2.4.3.1 DEMOSTRACIÓN DEL AJUSTE CINÉTICO

Se desarrollan los perfiles de concentración de las células, el azúcar y el etanol propuestos por el modelo y se los compara con los datos experimentales brindados por el trabajo mencionado para comprobar la validez del modelo.

Se resuelven entonces las ecuaciones 2.3 a 2.8 utilizando los parámetros brindados por el autor con el método numérico Runge-Kutta de cuarto orden y además se expresan las concentraciones experimentales en la Figura 2.2.

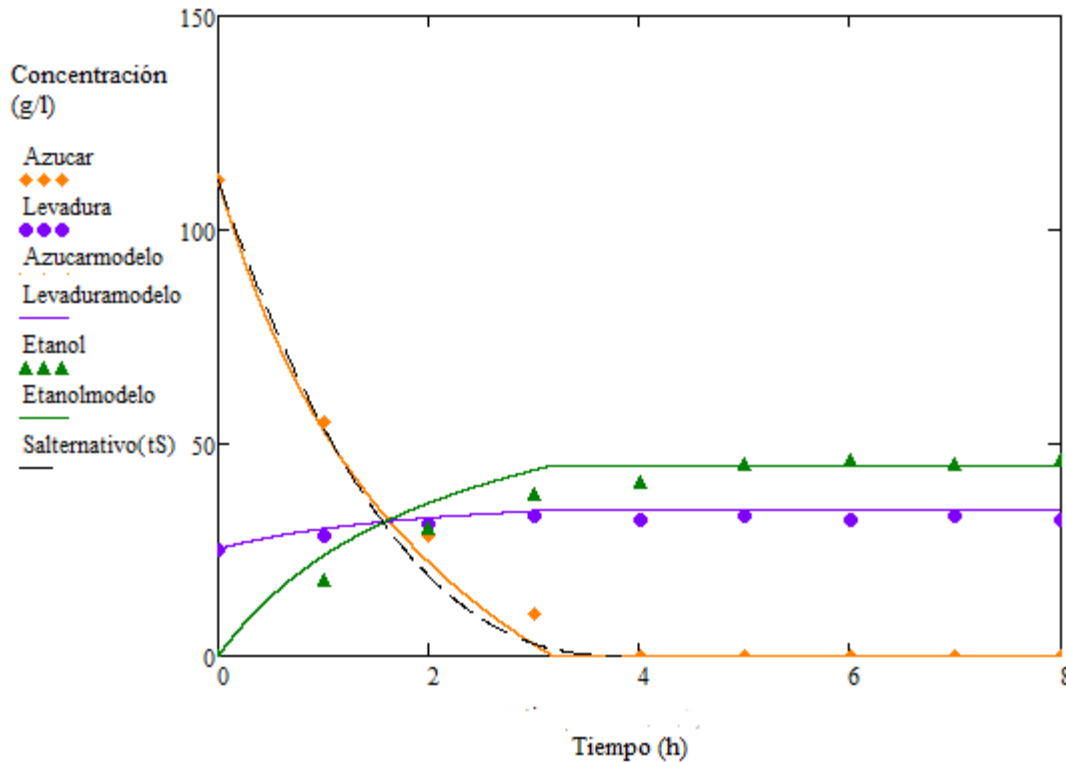


Figura 2.2: perfil de concentraciones estimadas con el modelo propuesto y experimentales. Los puntos representan los experimentales y las líneas el modelo.

Se procede entonces a calcular la diferencia entre los puntos experimentales y los valores propuestos por el modelo y así obtener un porcentaje promedio de discrepancia para las concentraciones de cada compuesto. Los resultados fueron los siguientes: para el etanol se encontró un error promedio de 10% con respecto a los valores experimentales, para las células un 5,2% y para el azúcar un 4,1%.

Por lo tanto, se logró interpretar los datos experimentales del proceso de fermentación de bioetanol a partir de un simple modelo matemático, el cual, además, fue utilizado para predecir el comportamiento dinámico.

A su vez, para una posterior optimización de la conversión de sacarosa, es posible expresar la velocidad de consumo del sustrato con un modelo simplificado planteado por los autores como:

$$S = [S_0^{(1-\delta)} - k (1-\delta) t]^{1/(1-\delta)} \quad (\text{Ecuación 2.11})$$

Por lo que

$$dS/dt = -kS^\delta \quad (\text{Ecuación 2.12})$$

Con los valores experimentales de concentración de glucosa en función del tiempo, los autores obtuvieron los valores de los parámetros

$$k = 4,37 \text{ (g/l)}^{1-\delta} \text{ h}^{-1}$$

$$\delta = 0,59$$

Se procede entonces a comparar este modelo con el anterior planteado por los autores en la Figura 2.3

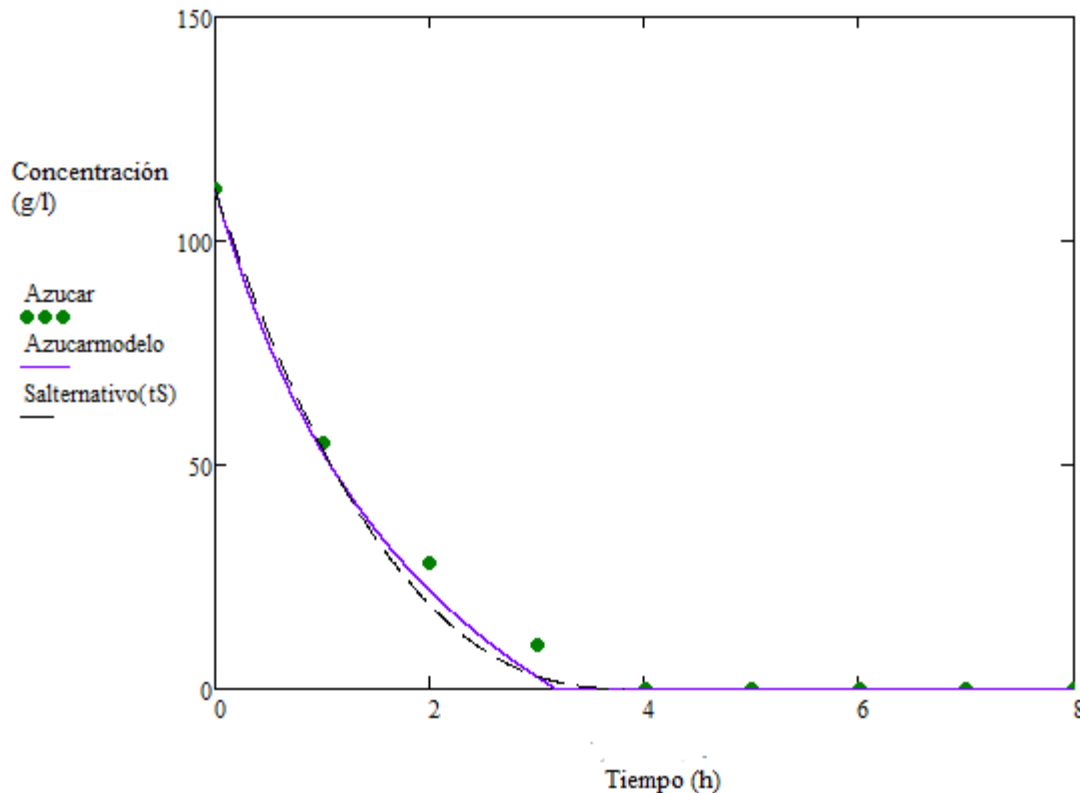


Figura 2.3: comparación de dos modelos cinéticos para el consumo de glucosa y los valores obtenidos experimentalmente.

Como se puede ver entonces, el modelo planteado anteriormente satisface la exactitud necesaria para una aproximación en el caso que se quiera estimar volumen de reactor para la optimización del proceso de fermentación.

Además, se puede concluir que la concentración de azúcares disminuye con el tiempo hasta consumirse completamente si se dispone del tiempo de residencia necesario. Además, el etanol parte de una concentración inicial nula hasta un valor máximo que coincide en el tiempo con el consumo total de azúcar. A su vez, las células parten de una concentración inicial y aumentan hasta un valor máximo, por lo que se comprueba la suposición realizada de que no hay muerte de células.

2.5 DISEÑO DEL PROCESO DE FERMENTACIÓN

Para este proceso, se parte del jugo crudo de la remolacha. Se trabajará en condiciones de pH ácido, temperatura 30°C (óptima para el tipo de levadura en cuestión) y en proceso continuo, debido a que es más barato y fácil de operar que el batch y además es más fácil controlar las variables de interés que en el caso de un proceso discontinuo para cumplir con las condiciones óptimas. En el proceso batch se tienen altos costos operativos asociados a las actividades preparativas de cada lote y en los gastos de preparación de los inóculos industriales. En cuanto a la inoculación de levaduras en el proceso continuo, en el diseño no se tiene en cuenta ya que se debe llevar a cabo sólo en el proceso de puesta en marcha. Es solo en esta etapa de inicio de producción que se debe llevar a cabo la aireación e inoculación

de las levaduras. En el proceso continuo se tendrá un reciclaje de levaduras (que fueron inicialmente inoculadas) y una fracción fresca de la misma, por lo que se asume que la mezcla de ambas tendrá siempre las condiciones de diseño necesarias para la fermentación.

Se escogieron estas condiciones para imitar las utilizadas en el trabajo de modelado cinético mencionado y así poder utilizar los parámetros encontrados en el mismo.

Sin embargo, se escoge no airear el sistema, ya que es en condiciones anaerobias en las que se favorece el proceso fermentativo de producción de etanol.

Por otro lado, se debe fijar una alimentación donde la concentración de sacarosa no sea mayor a 17,9% en peso para así mantener una concentración de etanol en el tanque menor a 10% en peso, y evitar la inhibición del crecimiento de la levadura.

Además, se deben tener en cuenta las limitaciones del proceso mencionadas en la siguiente sección.

2.5.1 LIMITACIONES DEL PROCESO

- Concentración del etanol resultante: la levadura *S. Cerevisiae* comienza a producir menor cantidad de etanol una vez que la concentración de alcohol alcanza el 10% en peso. Luego, al llegar al 18% en peso las células mueren.
- Acidez del sustrato: Las levaduras se encuentran altamente afectadas por el pH en el cual se encuentran pudiendo éste impedir la fermentación. En la industria se mantiene el pH entre 3,5 y 5,5 para optimizar la producción de etanol.
- Concentración de azúcares: este factor interviene en los procesos de ósmosis dentro de la membrana celular con lo cual altas concentraciones de mono y disacáridos pueden obstaculizar el proceso y la ausencia de ellos podría frenarlo.
- Contacto con el O₂: un mínimo contacto provoca que la fermentación se detenga por completo por lo cual en la industria los fermentadores están cerrados herméticamente. A este efecto se lo llama “Efecto Pasteur”.
- Temperatura: las levaduras son microorganismos cuya temperatura de crecimiento óptima está entre 15°C y 35°C con lo cual, si se las tiene a temperaturas inadecuadas podría causar el “no crecimiento” celular o la muerte de ellas. Para el caso de esta levadura en particular, su desarrollo óptimo es a los 30°C.
- Presión: lo indicado es lograr una presión de 1 atm.
- Luz: la exposición a la luz es perjudicial para estos microorganismos.

2.5.2 VARIABLES IMPORTANTES PARA EL PROCESO DE FERMENTACIÓN Y SU INFLUENCIA

- pH: se debe trabajar en un pH ácido (3,5 - 5,5) para crear un medio hostil donde no puedan vivir microorganismos diferentes a la *Saccharomyces Cerevisiae*. Si no se controla el pH, se crea un medio apto para muchos microorganismos que podrían disminuir de forma considerable el rendimiento del proceso.

- **Concentración:** la concentración de azúcares disminuye conforme avanza el tiempo de reacción. Lo cual es lógico si se tiene en cuenta que los microorganismos se alimentan de los nutrientes para su actividad catalizadora. Esta disminución es más pronunciada al comienzo, donde las levaduras se encuentran en su fase de crecimiento exponencial. Además, a partir de un aumento en la concentración de alcohol, se disminuye la actividad de las levaduras. Otros agentes que generan una disminución en el rendimiento del proceso son los microorganismos ajenos y las impurezas.
- **Temperatura:** es importante mantener este parámetro constante durante el proceso de fermentación para permitir el óptimo desarrollo de la levadura utilizada. Se trabaja a 30°C, que es la temperatura a la cual mejor se desarrolla la *Saccharomyces Cerevisiae*. Además, previo al proceso, se debe esterilizar el fermentador para reducir la cantidad de bacterias y hongos. Si la temperatura aumenta más de 35°C, es muy probable que las células mueran, por lo que no es favorable.

2.5.3 OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE FERMENTACIÓN

El modelado cinético permite predecir las condiciones óptimas del proceso de fermentación para alcanzar la máxima cantidad de levadura y el tiempo de operación necesario para evitar largas duraciones de proceso y excesos de consumo de energía.

Para la optimización, se puede elegir como parámetro la producción de etanol, pero su maximización tiene asociado una disminución en la conversión de sustrato. Esta última es importante ya que el sustrato residual en el reactor puede incrementar los costos de materia prima y de tratamiento de aguas residuales. Es por esto, que es necesario también optimizar simultáneamente la conversión de azúcares en el reactor.

Otro factor a tener en cuenta, es la concentración resultante de etanol en el reactor ya que depende de esta el costo del posterior proceso de destilación para obtener el grado requerido de pureza.

Sin embargo, se debe contar con una concentración menor al 10 % en peso en el reactor para evitar la inhibición de la levadura, por lo que la producción de etanol queda establecida por esta restricción.

El diseño del sistema de fermentación de la planta de producción de bioetanol se llevará a cabo en el Capítulo 5.

2.5.4 ASPECTOS TERMODINÁMICOS

La termodinámica se ocupa de describir los cambios energéticos y del equilibrio químico. Conocer los cambios de ΔH o ΔS permite predecir la posición de equilibrio de reacciones y si dadas las condiciones, si se va a dar o no la reacción.

Los conceptos de la termodinámica han sido de gran ayuda a la hora de predecir el crecimiento microbiano, lo cual es de suma importancia en industrias en las que se llevan a cabo procesos microbiológicos como la producción de vino, cerveza o pan.

Es importante tener en cuenta que si bien la termodinámica predice si la reacción se va a llevar a cabo o no, no proporciona datos referidos a la velocidad de reacción.

La primera ley de la termodinámica habla de la conservación de la energía y de la equivalencia entre trabajo y calor. Ambos son definidos como energía en tránsito dados o recibidos por el entorno o por el mismo sistema. También establece la existencia de la energía interna E (o U , según la bibliografía) que es una energía que depende únicamente del estado actual del sistema. La energía interna entonces puede ser modificada únicamente por energía en forma de calor o el trabajo.

$$\Delta E = E_{\text{productos}} - E_{\text{reactivos}} = Q - W$$

Otro concepto de interés son los cambios en los parámetros termodinámicos cuando ocurre una reacción. En un sistema a volumen constante, el calor liberado o absorbido por la reacción es

$$Q_v = \Delta E$$

Las reacciones bioquímicas generalmente se llevan a cabo a presión y temperatura constante, por esta razón es que es más común hablar de entalpía que de energía interna. La entalpía se define como

$$H = E + P V$$

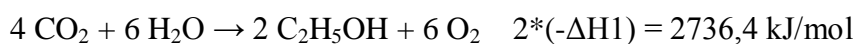
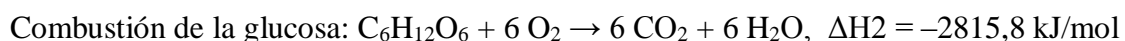
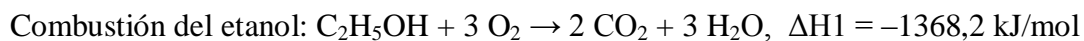
Si la presión es constante

$$Q_p = \Delta E_p + P \Delta V$$

Luego $P \cdot \Delta V$ representa el trabajo hecho por el sistema hacia los alrededores. Generalmente este valor no tiene relevancia con respecto al otro término con cual se lo suele despreciar.

El cambio de entalpía es una función de estado con lo cual, su valor puede ser calculado de distintas formas

- Conociendo las entalpías de formación y las capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en la reacción,
- Extrayendo datos de simuladores,
- De forma experimental a escala laboratorio o planta piloto o
- Conociendo entalpías de reacción de reacciones conocidas y aplicando la ley de Hess como sigue



Luego la entalpía de la fermentación alcohólica de la glucosa es aproximadamente **-79,4 kJ/mol** lo cual indica que es un proceso exotérmico. Ya que este valor es la formación de etanol a partir de glucosa, la fermentación implica otras reacciones metabólicas y, además, la formación de biomasa. Esto nos indica que, a nivel práctico, para llevar a cabo la reacción de forma isotérmica se debe tener un sistema de refrigeración y de control que ayude a mantener la temperatura estable. Esto último es de suma importancia ya que los microorganismos presentes en la fermentación no viven a temperaturas mayores a 35°C.

La segunda ley de la termodinámica introduce una nueva función termodinámica, la entropía (S), que tiene que ver con el “desorden” a nivel microscópico de un sistema, hacia dónde se dirige una vez realizado el cambio.

Estrictamente la segunda ley dice que el $\Delta S_{(\text{universo})} = 0$ en procesos reversibles y que $\Delta S > 0$ para procesos irreversibles, es decir, que nunca decrece, está en continuo aumento.

De manera universal la entropía se define como

$$dS = dQ_{\text{rev}}/T \quad (T \text{ en kelvin})$$

Se puede interpretar al valor S^*T a la cantidad de calor que se necesita intercambiar para llevar el proceso de forma isotérmica.

El valor del cambio de entropía en la fermentación de la glucosa se halló utilizando el simulador UniSim Design R390.1 proponiendo 100% de conversión a la temperatura y presión de operación (30°C y 1 atm)

$$S_{\text{entrada}} = -87,21 \text{ J/mol K}$$

$$S_{\text{salida}} = 17,79 + 211,52 = 229,31 \text{ J/mol K}$$

$$\text{Luego } \Delta S = \mathbf{316,52 \text{ J/mol K}}$$

Se dice que un sistema está en equilibrio cuando $\Delta H - T \Delta S = 0$. En manos de esto, se define otra función termodinámica llamada energía libre de Gibbs (G), la cual nos da una idea de la espontaneidad que tiene el proceso y se define como $G = H - T S$.

Para un proceso, $\Delta G = \Delta H - T \Delta S$. Se dice que el proceso es espontáneo cuando $\Delta G < 0$.

La energía de Gibbs también se puede interpretar como una medida del máximo trabajo que puede ser obtenido de una dada reacción química si la reacción pudiera acoplarse de alguna forma de manera reversible a un sistema que puede hacer trabajo.

Luego, utilizando la expresión anterior se calcula

$$\Delta G = -79400 - (273+30) \cdot 316,52 = \mathbf{-175305,56 \text{ J/mol}}$$

Como el ΔG es negativo, luego la reacción es espontánea y avanza hacia los productos y no se trata de un equilibrio ya que el ΔG es distinto a 0 J/mol.

Este fue un enfoque tradicional, donde los parámetros con los que se calculan las funciones (ΔH , ΔS y ΔG) no tienen en cuenta modificaciones por el entorno de reacción como el pH o la presencia de microorganismos.

Por otro lado, si se quisiera calcular los parámetros teniendo en cuenta el entorno real en el cual se lleva a cabo la fermentación (pH y presencia de microorganismos) se pueden hallar

experimentalmente midiendo velocidades de reacción a distintas temperaturas con ayuda de las ecuaciones propuestas por la termodinámica. Así con los datos obtenidos se ajustarían los parámetros mediante algún software de cálculo.

CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE PRE/POST TRATAMIENTOS Y SEPARACIONES

3.1 PRETRATAMIENTOS

Las remolachas son obtenidas, en lo posible, de cultivos cercanos a la planta de producción. La recolección de estos cultivos es llevada a cabo manualmente por las personas encargadas las cuales arrancan, deshojan y cortan la parte superior de las mismas, además de cargarlas en camiones que transportan la materia prima hasta la planta.

Una vez que las remolachas llegan a destino son pesadas y almacenadas en una bodega para luego comenzar su transformación.

Del almacén de materia prima, las remolachas son transportadas al tanque de lavado donde se ponen en contacto con una corriente de agua tibia (30 °C) que remueve cualquier suciedad presente como hojas y tierra.

3.1.1 LAVADO

En el tanque se inyecta una corriente de agua, se agita y se vacía automáticamente por medio de un sifón. Estos tanques están contruidos con un revestimiento de acero y son terminados con una capa duradera de pintura para su uso durante mucho tiempo.



Figura 3.1: tanque de lavado

De este tanque de lavado salen dos corrientes. La primera es la corriente de agua de lavado. La otra corriente son los tubérculos ya limpios, estos se retiran del tanque y por un sistema de transporte, por ejemplo de bandas.

3.1.2 CORTE

La remolacha limpia sigue su camino hasta llegar a un molino de cuchillas que reduce su tamaño a trozos entre 2,5 y 5 cm (cosetas) y 2 a 3 milímetros de ancho para aumentar así el área de contacto.

3.1.3 EXTRACCIÓN POR DIFUSIÓN

Los trozos caen a un tanque con agua, donde se realiza el proceso de extracción por difusión. La remolacha entra en contacto con agua a una temperatura entre 70 y 75°C donde se extrae entre 97,5 y 98 % de los azúcares presentes. Esto se lleva a cabo en difusores continuos por cuyo interior avanza la coseta empujada por dos tornillos sinfín inclinados circulando en

contracorriente con el agua que, a su paso por dicho difusor, irá extrayendo la sacarosa de la remolacha convirtiéndose en el jugo bruto o jugo de difusión.

Una solución de azúcar emerge a partir de un extremo, y los sólidos residuales de remolacha salen por otro. La pulpa luego puede ser secada en un secador de túnel y vendida. La solución de azúcar obtenida se denomina jugo crudo: contiene aproximadamente un 14% de azúcar y es color negro.

En la Figura 3.2 se puede ver un esquema del proceso de extracción.

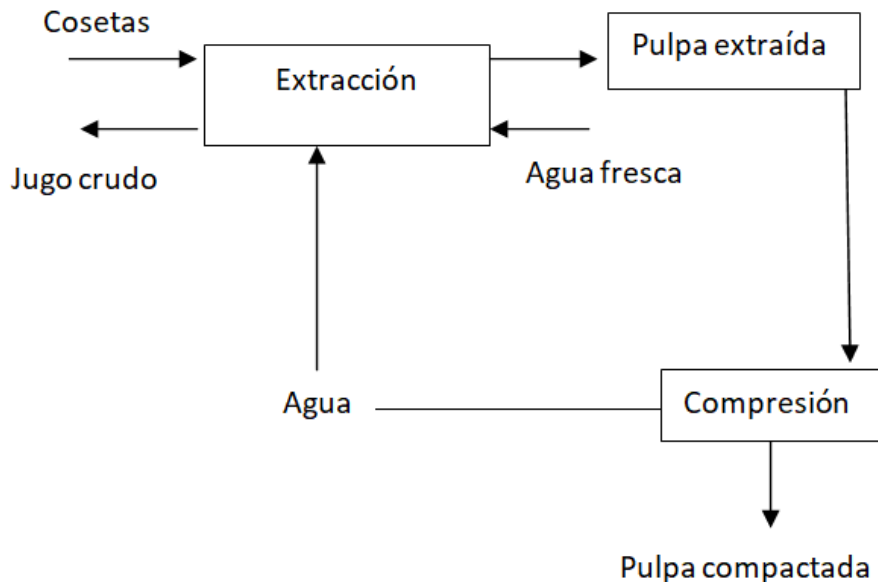


Figura 3.2: esquema del proceso de extracción.

Las corrientes de ingreso al extractor son las cosetas, agua fresca y el agua resultante de la compresión. Las corrientes de salida son la de pulpa comprimida y la de jugo crudo. En este proceso, el agua caliente que entra a contracorriente es mezclada con el agua que se recicla mediante el proceso de compresión de la pulpa, para obtener así el mayor porcentaje de sacarosa extraída posible.

En cuanto a la solubilidad de la sacarosa en agua, se puede ver la curva de saturación de la misma en la Figura 3.3.

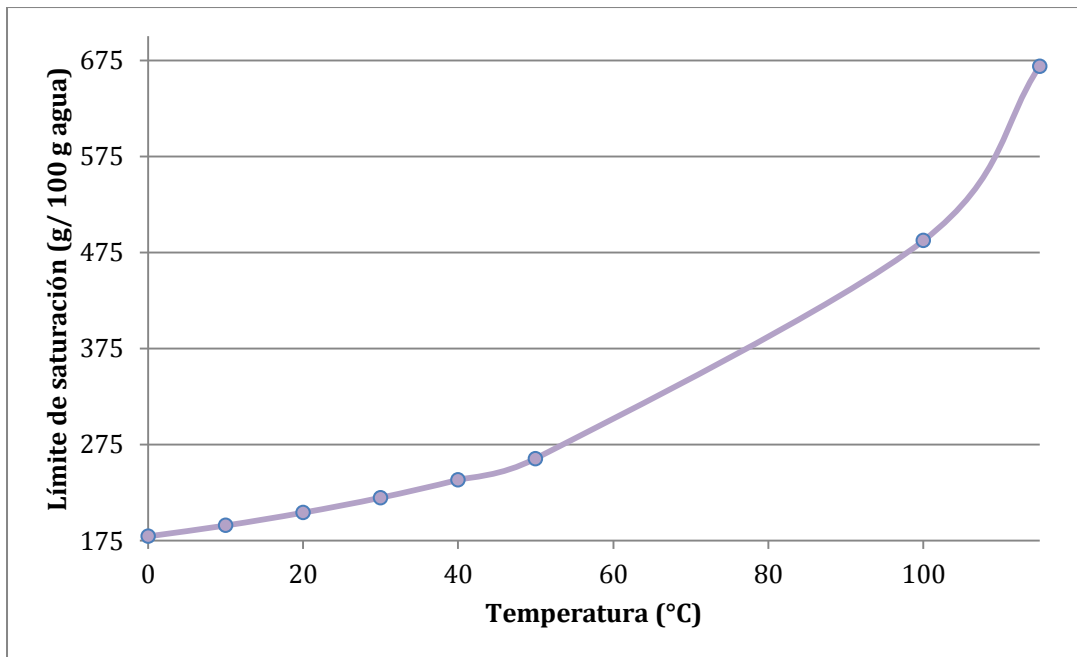


Figura 3.3: curva de saturación de la sacarosa en agua.

Mediante una interpolación de la curva se obtiene que la saturación de la sacarosa en agua a los 70 °C es a 350 g/ 100 g de agua. Sin embargo, según bibliografía la concentración de la misma en el jugo crudo es de 14 % en peso, es decir, 16,2 g de sacarosa en 100 g de agua. Se puede decir, por lo tanto, que el jugo crudo producido en la extracción es diluido en sacarosa. El tiempo de contacto tubérculo-agua debe ser de aproximadamente una hora.

Según bibliografía, el agua necesaria para el proceso continuo de extracción tiene una relación en flujos máscicos de 3,3 kg agua/ kg cosetas. A su vez, establece que con el proceso de recirculación del agua que resulta de la compresión se pierde sólo un 2% de la sacarosa presente en las cosetas con el residuo sólido.

Como se ha dicho, los residuos sólidos generados son extraídos del tanque, secados y, por medio de un sistema de transporte (de bandas, por ejemplo) son llevados a un depósito de residuos, de allí son cargados de nuevo a los camiones y son luego trasladados a los pastizales para servir de alimento al ganado.

El jugo procedente de la difusión tiene las siguientes características:

- Contiene partículas en suspensión.
- Es ácido, lo que puede provocar la descomposición de la sacarosa.
- Contiene azúcares disueltos.
- Contiene también sustancias coloidales extraídas de la remolacha.

La depuración del jugo consiste fundamentalmente en separar las partículas en suspensión, proporcionar un pH adecuado para evitar la descomposición de la sacarosa, separar la mayor parte de los azúcares y eliminar los coloides. Esto se logra mediante un proceso de carbonatación que consiste en la adición de lechada de cal (solución de hidróxido de calcio en agua) y anhídrido carbónico.

Estos procesos se realizan a escala laboratorio o planta piloto generalmente. A escala industrial, como en este proyecto, no se considera el el diseño los procesos de enalado y carbonatación ya que se considera suficiente con una filtración del jugo para su purificación.

3.1.4 FILTRACIÓN

Se separan las partículas sólidas del jugo crudo mediante filtración. Para ello, se plantea el uso de un filtro de malla. Estos se basan en una carcasa generalmente de metal de forma cilíndrica que contiene el elemento filtrante en su interior. El elemento filtrante está conformado por un soporte perforado metálico o plástico recubierto por una malla, que puede ser de nylon aunque generalmente se usa una de acero inoxidable.

Los filtros de malla se utilizan para filtrar aguas contaminadas con contaminantes inorgánicos y moderadas cantidades de contaminantes orgánicos. Como la remolacha es lavada previa al proceso de difusión, se asume que las partículas en suspensión serán moderadas lo que hace satisfactoria la purificación lograda con el filtro de malla.

3.2 POST- TRATAMIENTOS

Luego de la fermentación, se realizan una serie de tratamientos al producto obtenido para llegar finalmente al etanol anhidro.

3.2.1 CENTRIFUGACIÓN

Se utiliza una centrífuga para la separación de sólidos suspendidos o mezclas. En este proceso, la centrífuga se utiliza para remover todas las partículas sólidas presentes que puedan quedar después del fermentado. Se elige este método para la separación de los sólidos ya que con este equipo se obtiene una suspensión de levaduras que permite recircularlas, mientras que un filtro haría más engorrosa esta operación. Uno de los materiales más utilizados para la fabricación de este equipo es el acero inoxidable. Luego de esta etapa obtenemos en fase líquida la mezcla de bioetanol y agua con una fracción de CO_2 disuelto y una corriente de salida de levaduras (suspensión) de aproximadamente un 80% en agua que se recirculará. Se debe eliminar el CO_2 gaseoso presente en la mezcla para eso se analiza la composición del mismo.

3.2.2 TRATAMIENTO DEL DIÓXIDO DE CARBONO

Como se verá en el Capítulo 5, la concentración de etanol producido es de 5,5% en peso. Se asume que esta será la concentración en el punto mezcla dentro del fermentador para facilitar el análisis. Según la estequiometría de la reacción de fermentación, la cantidad de dióxido de carbono en moles debe ser la misma que el etanol. Si bien es una reacción de tipo biológica, el modelo cinético adoptado no provee información sobre la producción de dióxido de carbono. Por lo tanto, se asume que los moles producidos de dióxido son iguales a los de etanol.

Además, como la conversión de sacarosa no es del 100%, se sabe que se tendrá sacarosa en solución junto a la fase líquida. Sin embargo, al ser esta cantidad menor a la del etanol y CO_2 producidos, se desprecia y se analiza el sistema ternario de agua, etanol y dióxido de carbono. A su vez, se ignora para este análisis la presencia de las células de levadura ya que se trata de analizar la mezcla homogénea dentro del reactor y no la suspensión.

Se analiza la composición del punto mezcla que se produce en el fermentador.

$$\text{moles de etanol} = \text{moles de CO}_2 = 5,5 \text{ g etanol} / \text{PM}_{\text{etanol}} = 0,12 \text{ mol etanol}$$

$$0,12 \text{ mol CO}_2 * \text{PM}_{\text{CO}_2} = 5,28 \text{ g CO}_2$$

Esto quiere decir que en 100 gramos de mezcla trifásica hay 5,5 gramos de etanol y 5,28 de dióxido. Por lo tanto,

$$\text{masa de agua} = 100 \text{ g} - \text{masa de etanol} - \text{masa de CO}_2 = 100\text{g} - 5,5\text{g} - 5,28\text{g} = 89,22 \text{ g}$$

$$\text{moles de agua} = 89,22 \text{ g agua} / \text{PM}_{\text{H}_2\text{O}} = 4,96 \text{ moles}$$

Por lo tanto, las fracciones molares de la mezcla producida en la fermentación.

$$Y_{\text{Etanol}} = Y_{\text{CO}_2} = 0,12 \text{ mol} / (0,12*2 + 4,96) \text{ mol} = 0,023$$

$$Y_{\text{Agua}} = 1 - 2*0,023 = 0,954$$

Para la obtención del diagrama ternario, se empleó el programa de simulación UniSim Thermo Workbench. Las condiciones fijadas fueron una atmósfera de presión y 30°C ya que estas son las condiciones de fermentación. Se utilizó el paquete termodinámico de gases ideales para representar el vapor, ya que las condiciones de operación son moderadas. Para la mezcla líquida, se seleccionó el paquete UNIQUAC.

El diagrama se muestra en la Figura 3.5, donde se indica en el mismo el punto mezcla. La línea de unión que pasa por el mismo indica en los extremos de la campana la composición en el vapor y en el líquido. Cabe aclarar que el análisis está en moles.

Se puede ver que la composición en la fase líquida se encuentra sobre el lado del triángulo que une los vértices H₂O y etanol, lo que indica que no hay dióxido de carbono presente en la misma. La composición del vapor se lee en el lado opuesto de la campana. Por lo tanto

Fase líquida

$$Y_{\text{H}_2\text{O}} = 0,98$$

$$Y_{\text{Etanol}} = 0,02$$

Fase vapor

$$Y_{\text{H}_2\text{O}} = 0,05$$

$$Y_{\text{CO}_2} = 0,94$$

$$Y_{\text{Etanol}} = 0,01$$

Por lo tanto, se concluye que la totalidad del dióxido de carbono producido en las condiciones de fermentación se encuentra en fase vapor, por lo que la separación del mismo puede ser realizada mediante un venteo en el fermentador. Además, se observa que parte del etanol producido será arrastrado en el venteo, por lo que se deberá realizar una absorción del etanol del producto del venteo. A su vez, la composición del etanol en la fase líquida resulta de 0,02 moles, que no difiere en gran medida de la composición tomada como punto mezcla (0,023). Por lo tanto, se considera satisfactoria la simplificación utilizada inicialmente: tomar la composición del etanol líquido como la composición del punto mezcla dentro del reactor.

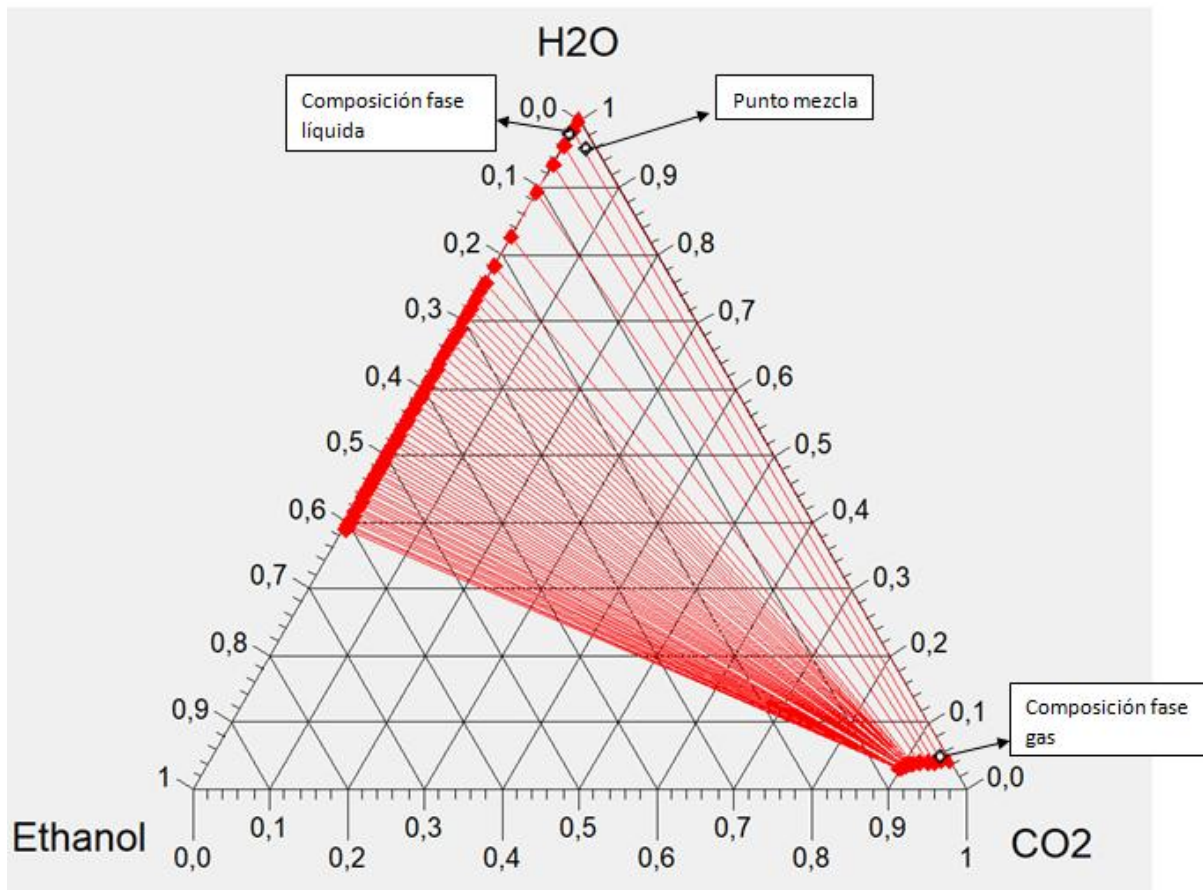


Figura 3.5: equilibrio líquido vapor para la mezcla ternaria de etanol, dióxido de carbono y agua (en moles).

3.2.3 SEPARACIÓN DEL AGUA POR ADSORCIÓN

Los tamices moleculares son sustancias granulares de forma cilíndrica o esféricas denominados zeolitas que pueden ser naturales o fabricados a partir de aluminosilicatos de potasio. Los tamices son materiales que se caracterizan por retener sobre su superficie una determinada sustancia química, que por lo general son solventes, como agua, para obtener un producto puro.

Para utilizar tamices moleculares es necesario que la cantidad de solvente a extraer sea baja.

Los tamices pueden ser operados en fase líquida o vapor. Cuando se opera en fase líquida, el deterioro del tamiz es más rápido debido a que para regenerarlo una vez que se ha saturado se utiliza gas a altas temperaturas que debe ser químicamente inerte, de alta pureza (sin oxígeno ni aire) y con una presión cercana a los 1370 kPa. Se puede utilizar N_2 o CO_2 .

Cuando la operación es en fase gas, la vida útil del tamiz se puede alargar hasta 10 años ya que para regenerarlo se hace recircular parte del mismo etanol anhidro sobrecalentado al lecho.

La adsorción por tamices moleculares se caracteriza por ser un proceso caro y cada tipo de tamiz responde a una isoterma de adsorción determinada que describe el equilibrio de la adsorción de un material a una superficie a temperatura constante.

3.2.4 SEPARACIÓN DEL AGUA POR MEMBRANAS

La pervaporación es la evaporación selectiva de un componente de una alimentación líquida al ponerla en contacto con una membrana semi-permeable altamente selectiva y densa (no porosa), donde uno de los componentes de la mezcla se transporta mediante permeación a través de la membrana, saliendo en fase vapor del otro lado.

El proceso de pervaporación se utiliza principalmente para la separación de mezclas azeotrópicas de alcoholes y el método de separación se basa en utilizar una membrana para separar compuestos de una manera selectiva. La pervaporación tiene dos etapas: la primera la permeación y la segunda una evaporación.

El principio de funcionamiento de este método consiste en aplicar vacío del lado del permeado, manteniendo así la fuerza impulsora para lograr la transferencia de masa a través de la membrana.

Para esta operación se debe tener en cuenta el control sobre la presión y la temperatura de la entrada para evitar la ebullición, y la presión dentro de la membrana para que no se produzca la condensación del otro lado ya que cualquier película de condensado puede obstruir la membrana inhabilitando el paso del compuesto de interés.

Si se parte de una solución con concentración azeotrópica etanol-agua (96% en peso), la separación lograda consta en una solución de pureza 99,7% en peso de etanol.

Entre las principales ventajas de este método se encuentran que el alcohol deshidratado obtenido está libre de trazas de agentes de separación, en contraste con las técnicas de destilación azeotrópica y extractiva, y que solo se debe evaporar una fracción de la mezcla lo cual disminuye el consumo de calor latente consumido en una destilación.

Las membranas utilizadas en este tipo de proceso son clasificadas según la naturaleza de la separación a realizar:

- Membranas organofílicas: Se usan para recuperar los compuestos orgánicos de soluciones. Estas membranas se hacen de elastómero. La naturaleza flexible de éstos polímeros los hacen ideales para permitir el paso del compuesto orgánico. Los ejemplos incluyen el nitrilo o caucho de butadieno
- Membranas hidrofílicas: separan el agua de soluciones orgánicas. Estos tipos de membranas son hechas de polímeros con vidrio y un ejemplo es el alcohol polivinílico (PVA).

Este último es el tipo de membrana que se tendría que utilizar en el proceso de secado del etanol en caso de querer hacerlo por este método.

3.2.5 SEPARACIÓN POR DESTILACIÓN

A través de los métodos convencionales de destilación es posible obtener etanol con concentraciones cercanas a la composición azeotrópica (96% en peso). Sin embargo, para que el etanol pueda ser mezclado con la gasolina es necesario que su contenido de agua sea muy bajo, con el fin de evitar la formación de dos fases líquidas en la mezcla. La primera alternativa puesta en consideración para superar el punto azeotrópico consiste en modificar las condiciones de operación de la destilación, las cuales abarcan desde la aplicación de vacío

hasta la adición de un solvente; dichas modificaciones varían los coeficientes de actividad de la mezcla.

Para analizar las condiciones de la destilación dentro de las columnas, se utilizan curvas de residuo. Las mismas representan la evolución de la composición del residuo en una destilación discontinua, pero son aplicables a la destilación continua con reflujos finitos. Un mapa de curvas de residuo representa las diferentes evoluciones de la composición del residuo; entonces, en una columna de destilación continua representa el cambio en la composición en el producto de fondo. Esta variación depende de la composición de la mezcla de ingreso al destilador. Por lo tanto, los mapas de curvas de residuo permiten decidir si un solvente es termodinámicamente apto para la separación deseada.

Los problemas de azeotropía de la mezcla etanol-agua han exigido la consideración de diferentes alternativas para eliminar o superar el azeótropo. Podemos distinguir tres tipos de destilación: al vacío, azeotrópica y extractiva.

3.2.5.1 DESTILACIÓN AL VACÍO

Es una de las primeras técnicas utilizadas para eliminar el azeótropo etanol-agua, aprovechando el efecto conseguido al disminuir la presión del sistema y así obtener etanol anhidro. En la actualidad ha sido desplazada por técnicas de destilación que utilizan agentes de separación.

En la Figura 3.6 se observa el efecto de la presión sobre la composición azeotrópica del sistema etanol-agua. Por debajo de los 6 kPa el azeótropo desaparece y la separación de los componentes se hace teóricamente posible. Sin embargo, esto implica llevar a cabo un proceso muy costoso, por lo que no estará en consideración.

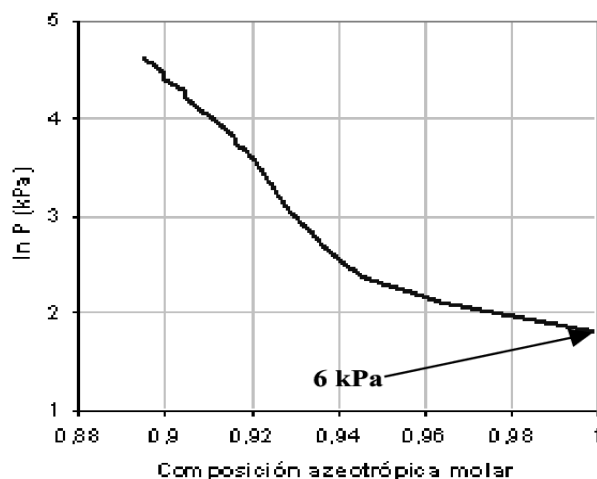


Figura 3.6: composición azeotrópica y su variación con la presión etanol-agua

El sistema necesario para obtener etanol anhidro consta de dos columnas consecutivas; en la primera se alimenta una solución diluida para llevarla hasta una composición cercana a la azeotrópica y luego esta se lleva a la segunda columna, donde se hace vacío para deshidratar el etanol y obtener una composición por encima del 99% en volumen. En la Figura 3.7 se muestra un esquema del proceso de destilación al vacío.

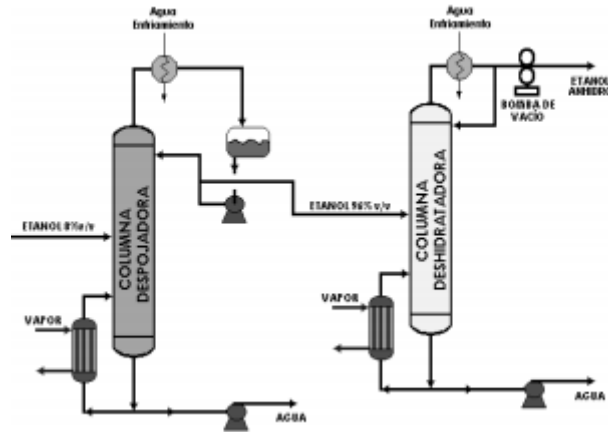


Figura 3.7: diagrama esquemático de la deshidratación de etanol por destilación al vacío

3.2.5.2 DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA

En este tipo de destilación, se introduce un tercer componente a la mezcla líquida binaria, denominado agente de arrastre, que modifica la volatilidad relativa de la mezcla inicial que por métodos simples no se pueden separar dado la cercanía en sus puntos de ebullición. Al adicionar este nuevo componente a la mezcla se busca que se forme un azeótropo que facilita la separación de la mezcla. Selección del agente de arrastre:

- Se busca que sea de bajo costo
- Bajo punto de ebullición
- Térmica y químicamente estables
- Baja viscosidad

El pentano y el ciclohexano han demostrado tener los mejores rendimientos desde el punto de vista del consumo energético; sin embargo, industrialmente es muy utilizado el benceno, aunque ha perdido aceptación por su toxicidad. El pentano es muy volátil y por lo tanto las pérdidas por evaporación son considerables, situándose en desventaja con relación a otros agentes de separación.

3.2.5.3 DESTILACIÓN EXTRACTIVA

En los sistemas de destilación extractiva se aprovecha la adición de un agente de separación que modifique la condición de azeotropía de la mezcla. Los agentes de separación que inducen la formación de dos fases líquidas (mezclas heterogéneas) se utilizan para separar mezclas azeotrópicas. Este altera la volatilidad relativa del componente clave sin formar un azeótropo adicional. El solvente se selecciona con criterios económicos, de baja toxicidad, de eficiencia en la separación y de conservación de energía. Unos solventes muy utilizados son el etilenglicol y la glicerina.

El sistema de deshidratación consta generalmente de tres columnas: la primera se utiliza para concentrar la solución alcohólica hasta un punto cercano al azeotrópico. En la segunda, conocida como deshidratadora, se alimenta un agente de separación (solvente) que permite obtener como producto de cima una corriente rica en etanol y como producto de fondo se

obtiene una corriente rica en el solvente utilizado. La tercera columna, conocida como recuperadora, se alimenta con la corriente de fondo de la segunda columna para poder reciclar el solvente utilizado y reutilizarlo en la columna deshidratadora.

En la Figura 3.8 se muestra un esquema del proceso de destilación extractiva:

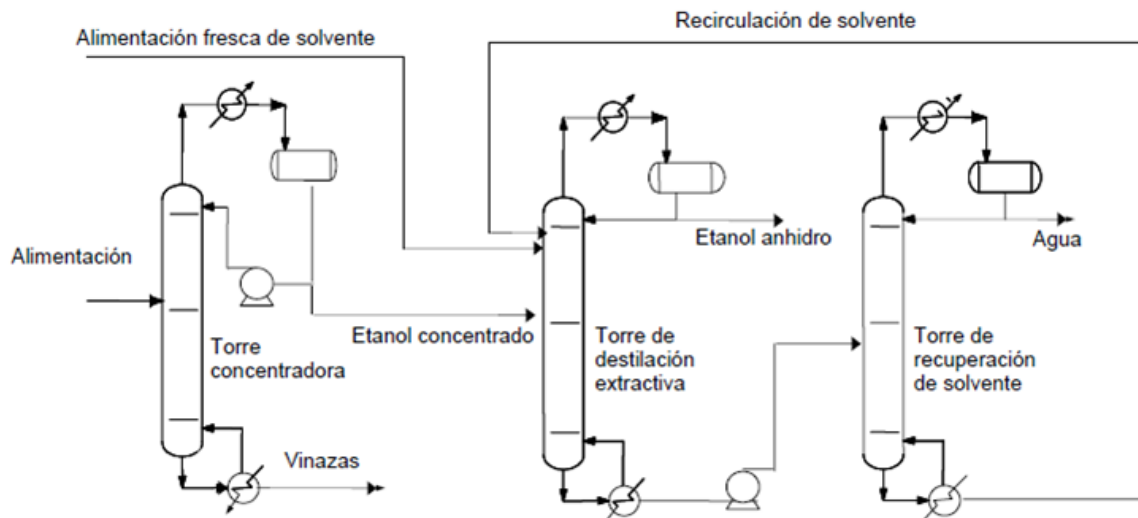


Figura 3.8: esquema del proceso de destilación extractiva

La destilación extractiva es un método de separación de azeótropos binarios de mínimo punto de ebullición, y ocurre en presencia de una sustancia de alto punto de ebullición, llamada solvente, la cual es completamente miscible con los componentes de la mezcla binaria en todas las proporciones y no forma azeótropos adicionales. El solvente se adiciona a la mezcla azeotrópica de alimentación para alterar las volatilidades relativas de los componentes de la mezcla; debido a su baja evaporabilidad este tiende a permanecer en la fase líquida, razón por la cual se alimenta en una de las etapas superiores para que su efecto sea aprovechado a lo largo de toda la columna.

Las características más importantes de un solvente son:

- Debe afectar el comportamiento de la fase líquida de los componentes claves.
- Debe tener un punto de ebullición superior al de los componentes a separar y ser relativamente no volátil, para asegurar su permanencia en la fase líquida.
- No debe formar azeótropos con los componentes de la mezcla a separar.
- Debe tener baja viscosidad, baja toxicidad y bajo costo.

El efecto de la adición de un solvente extractor se puede observar en la Figura 3.9. Se ve que agregando cualquiera de los que cumplan las características mencionadas anteriormente, se elimina el azeótropo.

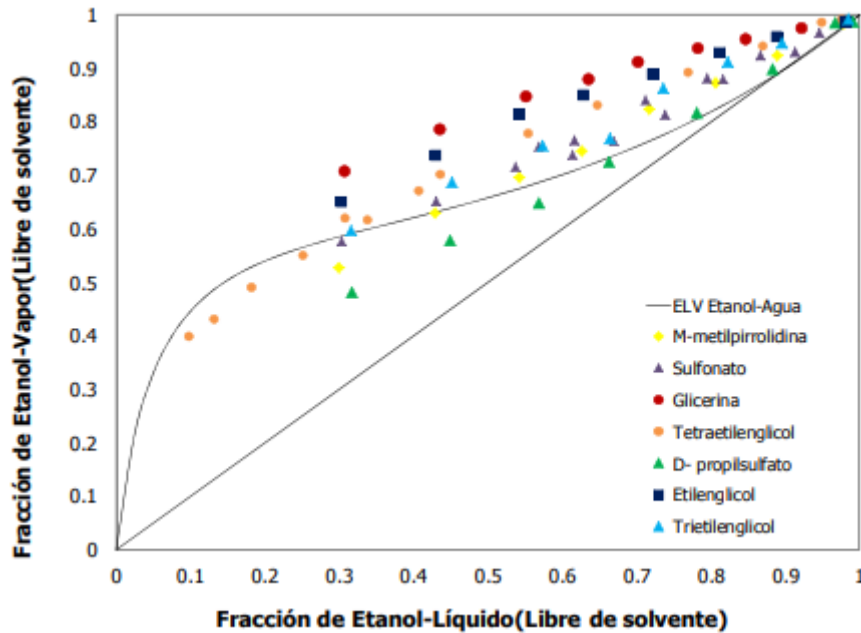


Figura 3.9: equilibrio líquido-vapor pseudo binario del sistema etanol-agua

Se pueden utilizar distintos solventes para este proceso, los más utilizados industrialmente son la glicerina y el etilenglicol: se comparan para su elección en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1: comparación de solventes

Solvente	Precio	Toxicidad	Punto ebullición	Volatilidad	Temperatura de descomposición	¿Forma azeótropos con agua/ etanol?
Etilenglicol	8 €/L (aprox 208\$/L)		197,3°C	Baja	Destilable s/ descomposición a P normal	No
Glicerina	65\$/L		290°C	Baja	250°C	No

De la comparación en Tabla 3.1, se ve que ambos solventes podrían ser usados en el proceso de destilación. Se observa además que la glicerina es más económica. Por otro lado, tiene un punto de ebullición más elevado y además es el principal subproducto de la producción de biodiesel. Este combustible ha estado creciendo en producción de manera significativa en el país. Actualmente, se cuenta con 37 plantas productoras con una capacidad anual conjunta de 4,4 millones de toneladas por año.

Si bien la glicerina parece ser la mejor opción de los dos para lograr la separación se descarta esta opción porque el sistema que finalmente permite recuperar el solvente debería trabajar a presiones menores a la atmosférica para evitar la degradación térmica del solvente, lo que

dificulta y encarece la operación. Además, aun así logrando una presión que no degrade a la misma, se tendría una mayor temperatura de salida por cola en la torre lo que significa una mayor temperatura en el re-evaporador de esa torre y por ende, a futuro, mayor presión de vapor de servicio y mayor coste en la caldera.

Por otro lado, utilizando etilenglicol como solvente se logran altos rendimientos de recuperación y se logra operar, como se mencionó anteriormente, a presión atmosférica en todo el tren de destilación. Se abordará con más profundidad este tema en el Capítulo 6.

3.2.5.3.1 EQUILIBRIOS EN EL PROCESO DE DESTILACIÓN

Se analiza el mapa de curvas de residuo del sistema etilenglicol-agua-etanol dado en la Figura 3.10. El mismo, se encuentra a 1 atm de presión ya que es la presión seleccionada para el proceso de fermentación (Capítulo 2) y evita la necesidad de una compresión de la corriente antes de entrar al destilador. Además, es una presión moderada que permite utilizar el modelo de gases ideales para la fase vapor sin introducir mucho error.

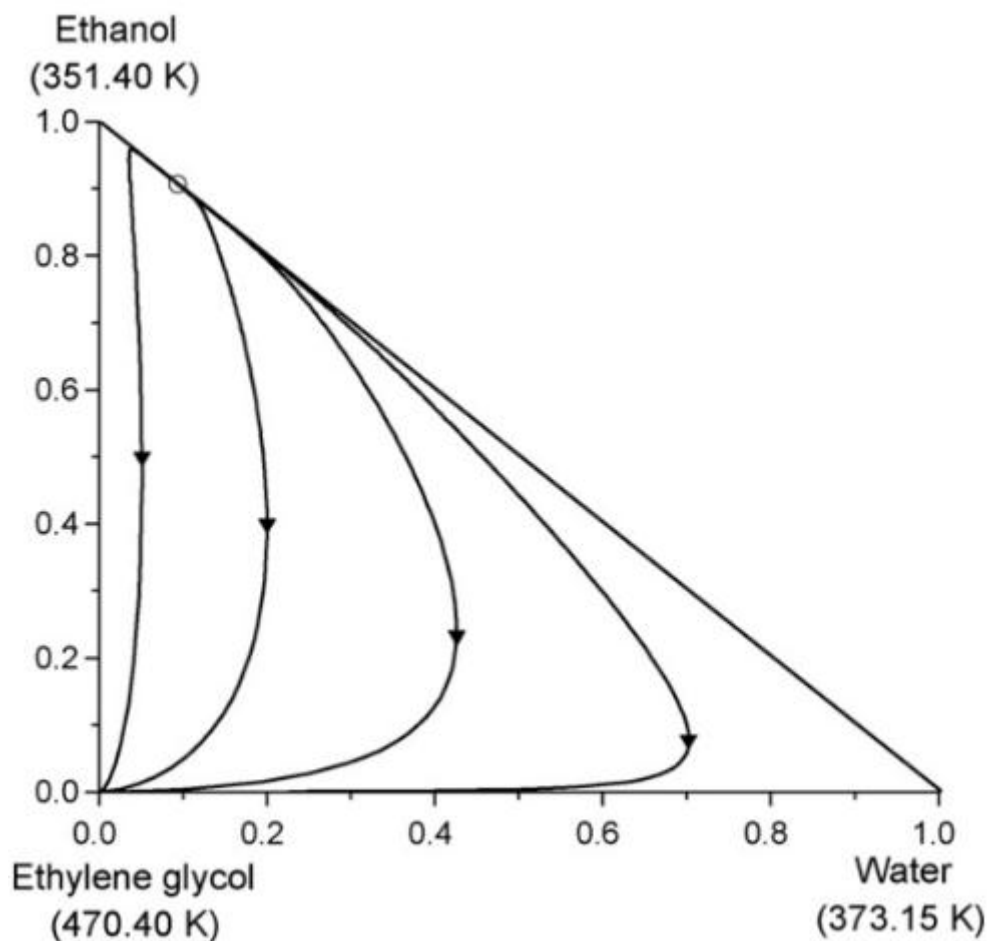


Figura 3.10: mapa de curvas de residuo para el sistema ternario etilenglicol, etanol y agua.

En el mapa se puede ver entonces que el azeótropo etanol-agua se forma a los 78,15 °C y con una composición 0,89 en mol de etanol a presión atmosférica. Además, es posible obtener etilenglicol puro como residuo en el proceso partiendo de cualquier composición líquida. Por lo tanto, el diagrama no presenta limitaciones en la destilación, ya que no se forman azeótropos adicionales binarios o ternarios y es posible obtener los tres componentes puros en

una destilación extractiva. Así, el etilenglicol es apto termodinámicamente para la separación del etanol y el agua partiendo de la composición azeotrópica. Esto se debe a que se podrá extraer por separado el etanol con una elevada pureza y el residuo (que contiene agua y solvente), que posteriormente es posible tratarlo para recuperar el solvente.

Para los equilibrios presentados y, para el posterior diseño de la planta, se utiliza un paquete termodinámico de gases ideales para representar la mezcla ternaria en fase vapor y el paquete UNIQUAC para la mezcla líquida. Se procede entonces a comparar valores experimentales de la terna agua-etanol-etilenglicol con valores obtenidos del proceso de simulación.

3.2.5.3.2 ¿POR QUÉ UNIQUAC?

Uniquac (Universal Quasi-Chemical) es un modelo desarrollado después de NRTL, tiene las mismas características básicas pero requiere un menor volumen de datos de parámetros de interacción que NRTL. Es capaz de predecir equilibrios LV, LL y LLV.

Se ha utilizado con éxito para predecir el equilibrio de sistemas altamente no ideales, por ejemplo, aquellos que contienen moléculas de diferentes tamaños y formas, como los polímeros.

Puede aplicarse a mezclas que contienen agua, hidrocarburos, hidrocarburos halogenados, alcoholes, nitrilos, aminas, ésteres, cetonas y aldehídos.

Los parámetros experimentales encontrados exhiben una escasa dependencia con la temperatura, lo cual favorece la extrapolación del método.

Se halla en bibliografía datos experimentales fracción molar de etanol líquido (X) y vapor (Y) para el sistema agua-etanol-etilenglicol en base libre de solvente y se contrastan con datos teóricos reportados por el simulador para el paquete UNIQUAC-IDEAL. A continuación se ilustra en una figura:

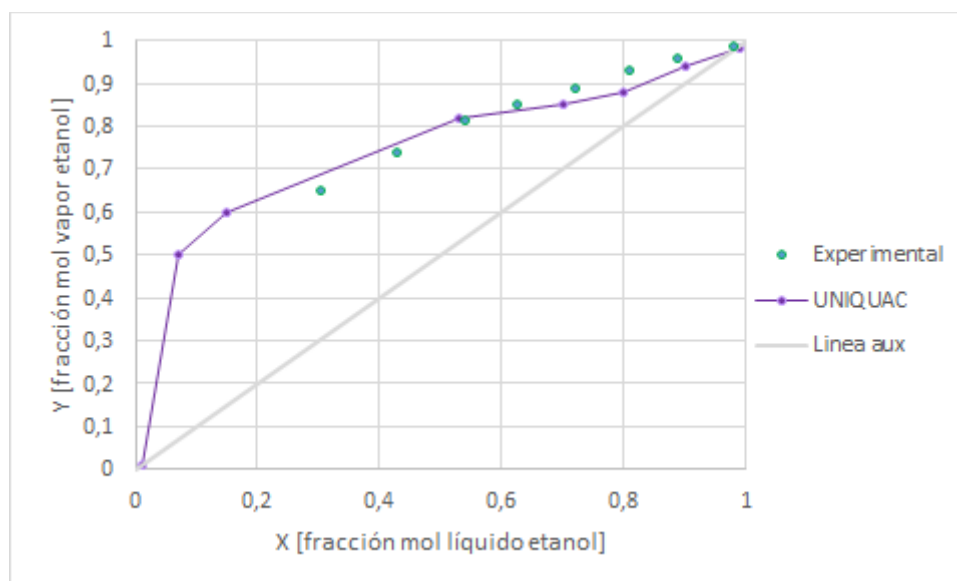


Figura 3.11: equilibrio líquido vapor etanol-agua-etilenglicol, P: 101,3 kPa

Se observa una leve desviación de los datos teóricos respecto a los experimentales, por lo que se concluye que el ajuste es correcto. Ambos datos están en base libre de solvente, como se mencionó anteriormente, y a presión atmosférica.

Se analizó el diagrama T vs X-Y también. Se descartaron los dos primeros puntos experimentales por su gran diferencia respecto a los valores teóricos, y se muestra la gráfica a continuación:

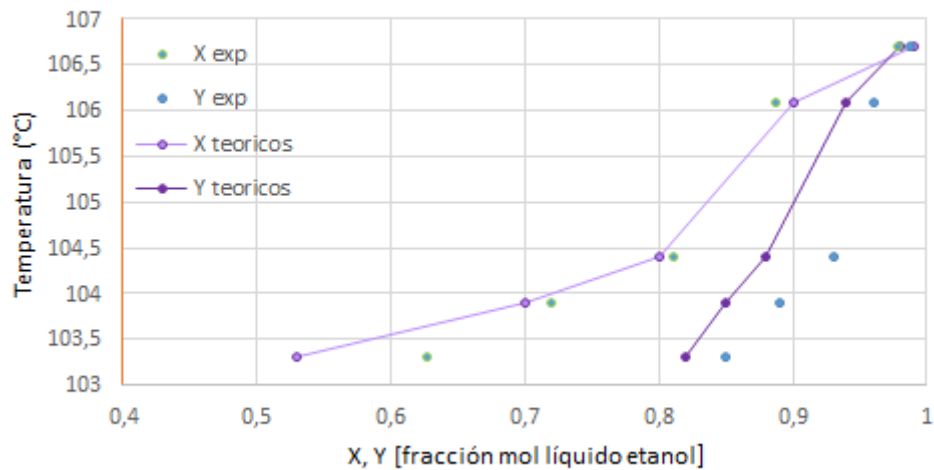


Figura 3.12: diagrama T vs X-Y etanol-agua-etilenglicol

En la Figura 3.12 se observa un buen ajuste en el diagrama T vs X, y una mayor diferencia en el diagrama T vs Y. Se observa discrepancia entre los valores teóricos y los experimentales. Se puede asumir esto a un error en la toma de datos experimentales, o en la información de la temperatura brindada para ese equilibrio. Se hallaron escasos datos del sistema agua-etanol-etilenglicol y no actual, por lo cual no se pudo comparar con otra serie de datos. De todas formas, para los alcances de este trabajo, y basándonos en bibliografía, se sabe que el modelo UNIQUAC posee buen ajuste para este tipo de sistemas y será utilizado en el mismo para la simulación en el Capítulo 6.

CAPÍTULO 4: DIAGRAMA DE FLUJO Y RELACIONES GLOBALES DE LA PLANTA

4.1 CAPACIDAD DE DISEÑO

Se sabe que una planta de producción, cualquiera sea el producto buscado, no tiene 100% de eficiencia sobre la capacidad productiva instalada. Esto se debe a distintas circunstancias que se presentan a lo largo del proceso. Algunas de ellas son

- Disponibilidad: horas de planta disponibles para operar respecto a las horas disponibles. En esta categoría se incluyen:
 - Paradas de mantenimiento imprevistas
 - Factores externos: por ejemplo, cortes de suministros (agua, electricidad, etc.). Se podría evaluar la posibilidad de tener alternativas para la obtención de agua y la posibilidad de que algún residuo genere energía para estos casos aislados.
 - Otros: por ejemplo, pérdida de materia prima por mal almacenado.
- Porcentaje de producto conforme: se refiere a la cantidad de producto que cumple la especificación de calidad fijada o esperada respecto a la totalidad producida, tratándose mayoritariamente por:
 - Calidad de la materia prima
 - Desvíos del proceso
 - Fallas de equipos
- Performance: tiene en cuenta el porcentaje de producción al cual se decide trabajar con respecto a la capacidad productiva instalada. Esta categoría tiene en cuenta la madurez del proyecto y se afecta en función de:
 - Limitaciones externas (disponibilidad de materias primas, por ejemplo)
 - Curvas de aprendizaje de personal
 - Curvas de aprendizaje operacional

Se considera un valor de referencia para definir la eficiencia de la planta y así determinar la capacidad instantánea de producción.

La capacidad efectiva de producción que se desea lograr es de 100000 m³ al año, como se definió en el Capítulo 1. Considerando una eficiencia global del 80%, luego la capacidad instantánea será de 125000 m³ al año. Este es el valor que se usará en los balances de masa de la planta, para definir caudales, tamaños de equipos, etc.

4.2 DIAGRAMA DE FLUJO

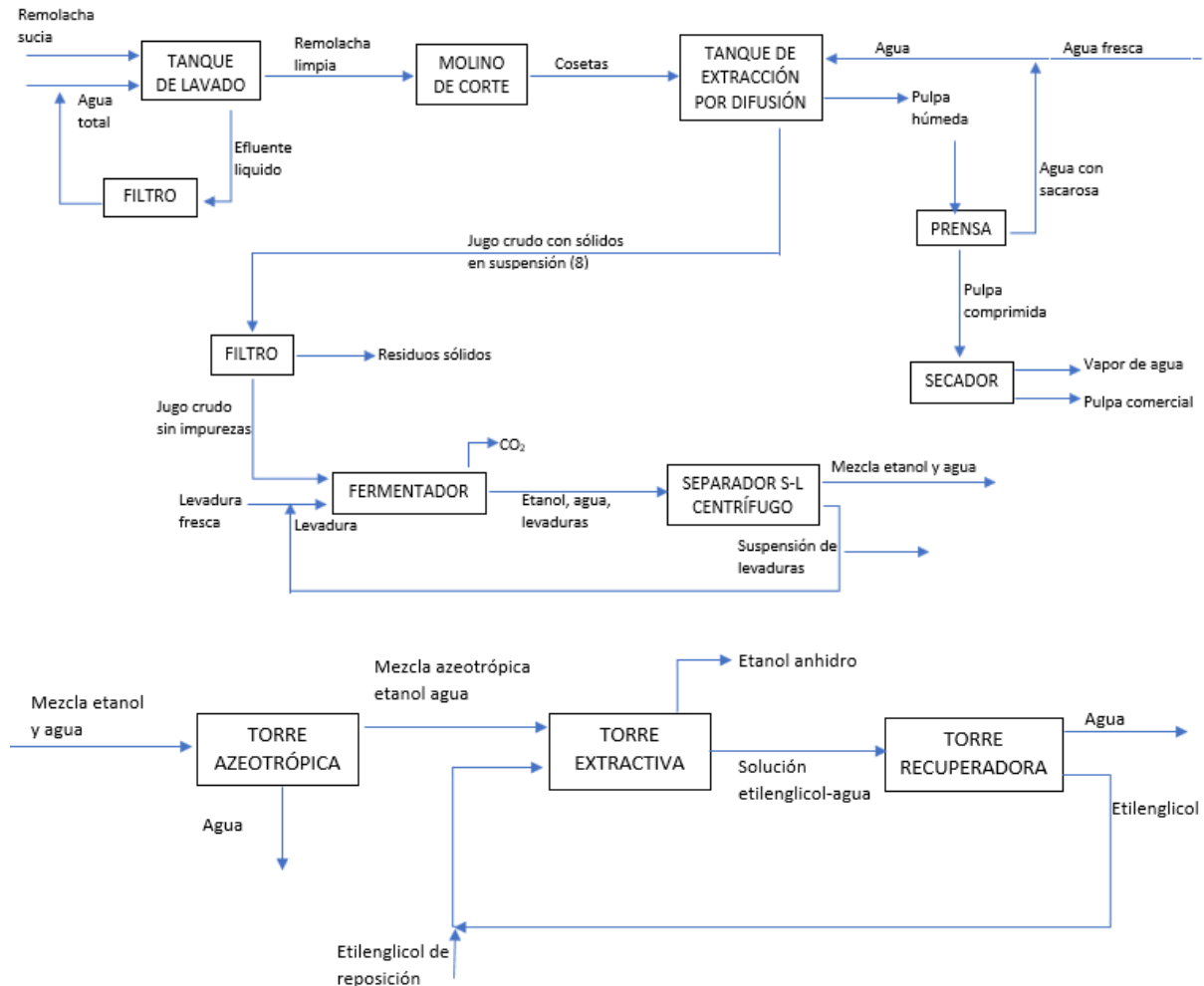


Figura 4.1: diagrama de flujo de la planta

4.3 NÚMERO DE SUBPLANTAS

Un subreactor o subplanta queda definido por cada reactor considerando sus sistemas de separación previos y posteriores. En este caso, el único reactor que se define es el fermentador (sistema de fermentadores) donde ocurre la reacción que da etanol a partir de sacarosa, por lo tanto, queda definida una única subplanta en todo el proceso.

4.4 RECICLOS

El primer reciclo del proceso resulta el agua de lavado de las remolachas. Por una cuestión económica y también basándonos en ingeniería verde, se pasará la misma por un filtro de grava y arena para la retención de los sólidos. Acto seguido, se recircula nuevamente hacia el equipo de lavado. Debido a que se perderá agua en el proceso, se deberá reponer el agua faltante con agua de la red. Es decir, que se estará utilizando el reciclo como agua de reposición.

El segundo reciclo del proceso resulta de la obtención de jugo de sacarosa de la compresión del bagazo luego de la extracción por difusión. Este se mezcla con la corriente de agua fresca que entra en la torre de extracción de sacarosa.

Otro reciclo es la recirculación de levadura luego de la separación por centrifugación de la mezcla agua etanol que sale del fermentador. Un valor de referencia es un porcentaje de reciclo del 30% a 50% utilizado en las plantas brasileñas. Pero se analizará con mayor detalle en el capítulo siguiente de diseño del fermentador. La fracción de levaduras que no se recicle, se destinará como abono de cultivos.

Otro factor que puede influir en la cantidad de sólidos recirculados es el tipo de bombas que permiten una cierta cantidad de sólidos en suspensión. A pesar de esto, se encontró que no es una limitación en este proceso ya que en el peor de los casos se emplean bombas similares a las usadas para desechos cloacales diseñadas para el desagote de líquidos con materias sólidas en suspensión, tales como cloacales, aguas sucias, turbias o fangosas, sangre con coágulos, pulpa de papel, desechos de productos químicos y alimenticios, como los resultantes de procesos de elaboración de jugos de azúcar, melaza, leche, frutas despedazadas, malta mojada, etc.

El reciclo que sigue en la línea de proceso es en la destilación. El proceso de destilación consta de tres columnas, en la primera se realiza la separación azeotrópica etanol-agua. En la segunda se utiliza un agente extractor para modificar las propiedades de la mezcla y así, poder completar la separación agua-etanol. En una tercera columna se hace la separación agua-solvente y este último compuesto es el que se recircula para ser utilizado en la segunda columna.

4.5 SISTEMAS DE SEPARACIÓN

Siguiendo la línea productiva se encuentran distintos sistemas de separación. El primero de ellos es en la compresión del bagazo y la recuperación de jugo de remolacha (solución de sacarosa) que luego es devuelta al tanque de extracción por difusión junto a una nueva corriente de agua fresca.

El segundo proceso de separación es la centrifugación de la mezcla de agua, etanol, sacarosa y levaduras que sale del fermentador: separa la mezcla líquida de las levaduras que son el sólido en suspensión para poder utilizarlo en un nuevo ciclo de fermentación, como se detalló en el Capítulo 3.

Por último, sistema de separación más importante del proceso: la destilación. Es el paso final para la obtención del etanol anhidro. Se utiliza para separar el agua del etanol luego de la fermentación, y para apartar el agua del etilenglicol en la tercera columna.

4.6 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

Se describe de forma general el proceso presentado en el diagrama en bloques.

Se ingresa remolacha sucia y agua al equipo de lavado. Luego la remolacha ya limpia pasa por un molino de corte donde toma forma de cosetas. Estas ingresan a un tanque donde se lleva a cabo el proceso de extracción por difusión de la sacarosa junto con agua para ese proceso. La pulpa (corriente de salida) se comprime y se seca para su posterior comercialización. Por otro lado, el jugo crudo producto de la difusión pasa por un filtro para

la eliminación de impurezas. Una vez hecho esto, se ingresa esta corriente al fermentador junto con levaduras para que ocurra el proceso microbiológico donde se producirá el bioetanol. De este tanque, la corriente que sale está compuesta por agua, levaduras, etanol y sacarosa no convertida. Luego, se ingresa todo a un separador centrífugo para la eliminación de los sólidos. Con la mezcla etanol, agua y el remanente de sacarosa se realizará una serie de procesos de destilación para la obtención final del etanol anhidro (99% de pureza en volumen).

4.7 BALANCES PRELIMINARES DE MASA

4.7.1 RELACIONES MÁNICAS DE INTERÉS

En esta sección se definen algunas relaciones que permitirán resolver los balances de masa globales de manera preliminar.

- Corte y lavado: se considera que no se pierde masa en estos dos procesos. La cantidad de agua utilizada para el lavado está íntimamente relacionada con el equipamiento utilizado, distintos sistemas de lavado utilizan cantidades de agua diferentes. Por otra parte, esta cantidad no afecta el balance de masa global, ya que el agua que ingresa a la planta destinada al lavado, es la misma que sale. Por bibliografía, se sabe que una máquina industrial de lavado utiliza 530 l/h de agua cada 700 kg/h de remolacha a lavar. Es decir, $\frac{3}{4}$ litros de agua por kg de remolacha aproximadamente.
- Extracción por difusión: el agua total necesaria para el proceso continuo de extracción tiene una relación en flujos mánicos de 0,426 kg agua/ kg coquetas secas. El agua que ingresa con las coquetas es aproximadamente 76,5 % en peso pero no es la suficiente para lograr la relación mencionada. Por lo tanto, se debe agregar agua de alimentación al proceso para cumplir con la cantidad de agua necesaria. Además, el porcentaje de sacarosa de las coquetas es de aproximadamente 18% en peso. Lo que no corresponde a sacarosa o agua, corresponde a sólidos inertes. El agua total que ingresa al tanque de difusión es una corriente comprendida por agua fresca sumada al agua de reciclo proveniente del proceso de compresión de la pulpa. La producción de jugo en el proceso de difusión tiene una relación de 1,23 kg de jugo crudo/ kg de coquetas procesado. A su vez, éste tiene una concentración de salida de 14,4 % en peso de sacarosa. En cuanto a la pulpa, se obtiene 0,2 kg de la misma por kg de coquetas procesadas. Además, la misma contiene 73,4% en peso de agua.
- Evaporación de la pulpa: el porcentaje de humedad necesario en la pulpa para poder ser vendida como alimento para animales es del 10% en peso, por lo tanto, se requiere realizar un secado para eliminar el agua remanente. Es decir, pasar de 73,4% a 10% en peso de agua en un secador.
- Filtración: en esta etapa se eliminan los sólidos presentes en el jugo crudo. Se desprecia la masa de los sólidos eliminados en esta etapa.
- Fermentación: se ingresa la corriente de jugo crudo proveniente del filtro, con un 14,4% p/p de sacarosa, ya que esta es la concentración obtenida en el proceso de difusión. Se opta por utilizar esta y no una concentración más elevada para evitar un proceso de evaporación posterior. Se debe asegurar que dentro del reactor haya 25 g de levadura por litro de jugo como se explicó en el Capítulo 2. Del fermentador

egresan una corriente con agua, sacarosa, etanol y levaduras (las cuales aumentan en cantidad dentro del biorreactor). El porcentaje en masa de etanol como resultado de la fermentación será definido en el Capítulo 5, ya que depende del diseño del fermentador.

- Separación centrífuga: en esta etapa, se ingresa la corriente de salida del fermentador para la separación de los sólidos presentes en la misma. Se estima de datos bibliográficos que la suspensión de levaduras que sale de la centrífuga es 85,6% en peso de agua. Además, se desprecia la cantidad perdida de etanol y de sacarosa, ya que son “trazas”.
- Destilación: en este proceso, se pierde un 1,09% de masa de etanol y trazas del solvente extractor. El caudal de solvente extractivo necesario será definido en los próximos capítulos ya que depende del dimensionamiento de las torres de destilación. Se obtendrá etanol anhidro con una pureza del 99% en volumen.

4.7.2 DEFINICIÓN DE LAS CORRIENTES PRINCIPALES

Como se definió en una sección anterior, se usa como referencia que la capacidad de diseño de la planta es 125.000 m³/año de bioetanol anhidro. Se encontró que el período normal de trabajo de las fábricas es de 250 días al año y 24 hs/día, se cuenta con un caudal de salida de bioetanol de 20,83 m³/h (16.441,12 kg/h).

En el trabajo bibliográfico “La remolacha azucarera: política económica a seguir para su re-implantación en la Argentina” (1959) se establece que la siembra de la remolacha para climas como el de Río Negro es preferible en la primavera (desde mediados de agosto hasta fines de octubre). Como el ciclo de la planta se produce entre seis y siete meses, la cosecha se realizará entre abril y mayo, como más temprano marzo. Entonces, para satisfacer los 250 días de operación se propone que los meses de operación de la planta sean de marzo a diciembre. En cuanto al almacenamiento de la remolacha, el trabajo mencionado establece que para zonas de climas fríos y poco húmedos como la provincia de Río Negro se puede cosechar la remolacha a medida que se necesita sirviendo el asiento del cultivo de forma de silo. Es decir, se puede dejar la remolacha en la tierra donde fue cultivada para su mantenimiento. Por lo tanto, la provisión de materia prima a la planta de bioetanol se haría diaria y directamente del campo. De todas formas, se plantea un almacenamiento de un día de materia prima en depósito previo a su tratamiento.

Luego, teniendo el valor de la corriente teórica de la producción diaria y las relaciones másicas entre las corrientes de proceso, se puede analizar el proceso de atrás hacia adelante para deducir los caudales necesarios y así lograr el requerimiento de producción establecido. Los cálculos de los caudales con que trabaja la planta serán realizados en el Capítulo 5 junto al diseño del fermentador.

Como se indicó, se pierde un 1,09% en masa de etanol en la destilación, entonces afectando la salida por este porcentaje, se deduce que a la primera columna de destilación ingresan 16.620,32 kg/h de bioetanol. Se considera que no se pierde producto en el separador centrífugo, entonces 16.620,32 kg/h es también el caudal que ingresa a la centrífuga.

Por lo tanto, se procede a realizar un esquema de los balances globales de la planta a caja negra en la Figura 4.2.

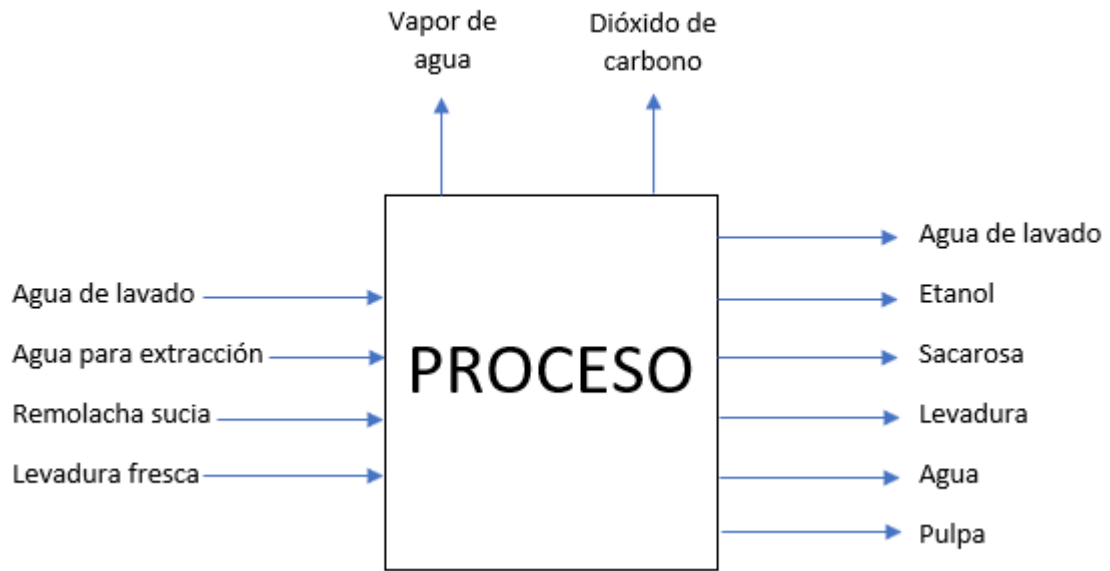


Figura 4.2: esquema global simplificado del proceso

CAPÍTULO 5: DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE REACTORES

5.1 TIPO Y CONFIGURACIÓN DE REACTORES

El tipo de reactor más utilizado en la producción de microorganismos o productos microbianos es el tanque agitado. A continuación se realiza una síntesis de investigaciones que se han hecho analizando la temática que concierne la elección del tipo de reactor para este tipo de operaciones.

En 1964, Grieves comparó un TAC con un TUB usando la cinética de Monod con un set de constantes de crecimiento celular. Los dos sistemas fueron comparados en idénticas condiciones de reciclo, bajo cuatro condiciones de operación. Se encontró que para tiempos de operación similares, el TUB daba mejores conversiones. Pero luego, distintos autores fueron desvaneciendo esta afirmación.

Bischoff presentó la optimización de esquemas basados en la cinética de Monod para dos TAS y la combinación de un TAC seguido de un TUB. Este trabajo utiliza como criterio de selección el reactor que tenga menor volumen. Analiza el mínimo volumen necesario para lograr una conversión determinada usando los balances de masa de cada tipo de reactor. Se grafica la inversa de velocidad de reacción ($1/r$) versus la concentración de producto a la salida. En este tipo de gráficos, se puede observar el volumen de reactor fácilmente. En el caso del TAC, el volumen de reactor es el rectángulo formado por el valor de $1/r$ y la concentración deseada; en el TUB, el volumen está representado con área bajo la curva, como se observa en la siguiente imagen.

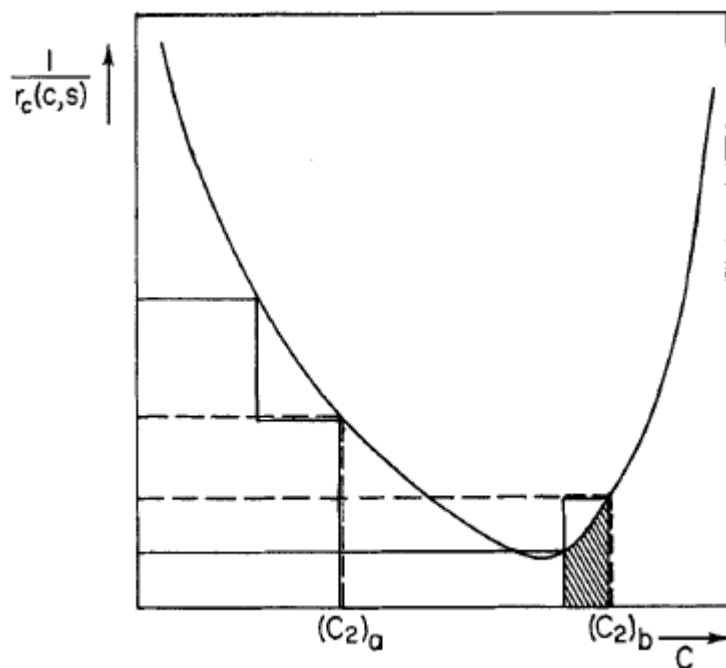


Figura 5.1: $(1/r)$ versus concentración de producto a la salida del reactor.

Por la forma que adoptan estas curvas, se observa que es conveniente utilizar primero un reactor TAC hasta llegar a la conversión correspondiente al mínimo de la curva, y luego adoptar un TUB para lograr la concentración de salida deseada.

Pero, es importante destacar que la implementación de un TUB trae otros tipos de problemas que se mencionarán luego, lo cual justifica el uso de reactores agitados en las reacciones de fermentación.

Por otro lado, si las conversiones a las que se desea llegar no son tan altas, o no superan el valor correspondiente al mínimo de la curva tampoco se justificaría la inversión en un TUB.

En el trabajo analizado, también se hace una comparación con el reactor de flujo pistón con respecto al tanque agitado continuo con y sin reciclo de levaduras. Se encuentra que tres tanques agitados en serie (no necesariamente de volúmenes iguales) requieren un tiempo de residencia igual que en un TUB para el modelo de Monod, pero que son ampliamente superiores ya que los TUB fomentan la inhibición por alta concentración de sustrato.

En un TUB, la hipótesis del flujo pistón hace que las condiciones operativas como la temperatura y la concentración sean más difíciles de controlar que en un tanque agitado, ya que las mismas varían con la posición en el reactor. La hipótesis de mezclado perfecto del TAC establece una concentración y temperatura uniformes en todo el reactor. Si bien se tendrán desviaciones de la idealidad en el reactor a escala industrial, las variaciones de los parámetros con la posición del tanque agitado serán menores que en un TUB. Como las levaduras necesitan de una temperatura óptima y una concentración menor a un límite de etanol debido a la inhibición, es necesaria la implementación de un TAC para el diseño del reactor (o una serie de ellos).

5.2 DISEÑO DEL FERMENTADOR

Se necesita que la concentración de etanol a la salida del fermentador sea menor a 10% p/p para evitar la inhibición del crecimiento de las levaduras, como se mencionó en capítulos anteriores. Luego, con el modelo cinético propuesto (ecuaciones 2.1 a 2.12 del Capítulo 2) se calcula el volumen de tanque necesario para tener una alta conversión de reactivo y, además, la alternativa de tanques más conveniente para tener el menor volumen de reacción. Además de las ecuaciones mencionadas, se deben plantear los balances en cada nodo indicado en la Figura 5.2 y el balance global de masa. Se considera, en una primera instancia de aproximación, que es despreciable la concentración de etanol en la corriente de venteo (que además contiene CO_2 y agua) de salida del fermentador. En este mismo capítulo, luego se la considerará y realizarán los cálculos correspondientes con la misma a modo de comparación. Finalmente, se realizará el diseño del reactor con ese último caso por ser el más cercano a la situación real.

A continuación se presenta un esquema de un reactor TAC con sus corrientes de entrada y salida en la Figura 5.2.

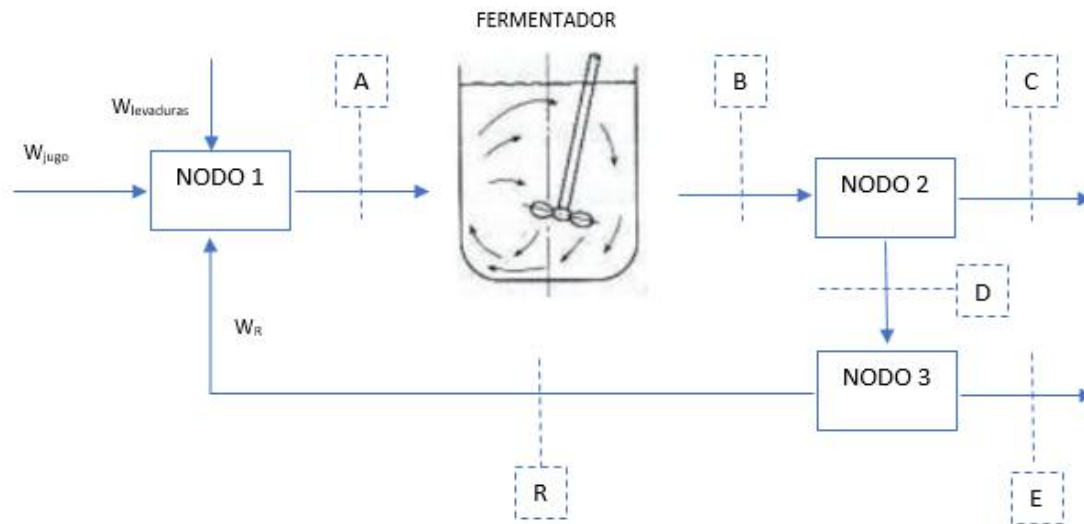


Figura 5.2: esquema del fermentador

5.2.1 BALANCES DE MATERIA

Referencias

W_{jugo} : caudal másico de jugo crudo

W_{levadura} : caudal másico de levadura nueva

W_{R} : caudal másico de reciclo

W_{A} : caudal másico que ingresa al fermentador 1

W_{B} : caudal másico que sale del fermentador 1

W_{B1} : caudal másico que sale del fermentador 2

W_{C} : caudal másico de líquido (etanol y agua) que sale de la centrífuga (nodo 2)

W_{D} : caudal másico de sólidos (levaduras + agua) que sale de la centrífuga (nodo 2)

W_{e} : caudal másico de sólidos (levaduras + agua) que son desechados

w_{sacarosa} : fracción másica de sacarosa

w_{agua} : fracción másica de agua

w_{etanol} : fracción másica de etanol

w_{levadura} : fracción másica de levadura

Nodo 1:

En la corriente W_{jugo} (corriente de solución de sacarosa)

$$w_{\text{sacarosa}} = 0,144$$

$$w_{\text{agua}} = 1 - 0,144 = 0,856$$

Ya que, como se consideró en capítulos anteriores, se tiene un 14,4% de sacarosa en la corriente de jugo que entra al fermentador.

En la corriente W_{levadura} (corriente de levadura fresca)

$$w_{\text{levadura}} = 1$$

ya que es una alimentación únicamente compuesta por levaduras.

En la corriente de reciclado de levaduras: WR :

$$w_{\text{agua}} = 0,856$$

$$w_{\text{levadura}} = 1 - 0,856 = 0,144$$

ya que son las condiciones de salida de la centrífuga de la suspensión de levaduras

Luego realizando un balance global en el nodo 1

$$W_{\text{jugo}} + W_{\text{levadura}} + WR = WA \quad (\text{Ecuación 5.1})$$

En cuanto al balance por componentes

$$\rightarrow \text{Para la sacarosa: } W_{\text{jugo}} * w_{\text{sacarosa}|_{\text{jugo}}} = WA * w_{\text{sacarosa}|_A} \quad (\text{Ecuación 5.2})$$

$$\rightarrow \text{Para el agua: } W_{\text{jugo}} * w_{\text{agua}|_{\text{jugo}}} + WR * w_{\text{agua}|_R} = WA * w_{\text{agua}|_A} \quad (\text{Ecuación 5.3})$$

$$\rightarrow \text{Para la levadura: } W_{\text{levadura}} * 1 + WR * w_{\text{levadura}|_R} = WA * w_{\text{levadura}|_A} \quad (\text{Ecuación 5.4})$$

Además, en la corriente “A” se necesita mantener 25 g/l de células. Esta restricción se impone ya que se desea imitar las condiciones del trabajo bibliográfico del cual se extrajo el modelo cinético utilizado (Capítulo 2). Se supone que la solución tiene una densidad aproximada a la del agua. Se hará esto a modo de simplificación, ya que se sabe que en realidad se trata de una suspensión de levaduras en una solución de agua y sacarosa (para 30°C, la densidad del agua es de 0,995 g/ml y para una solución de sacarosa 15% en peso en agua es de 1,056 g/ml, por lo que aumenta sólo un 6%). Para corregir el error que esto pueda llegar a incluir, se corregirá el volumen de reactor incluyendo un porcentaje de volumen adicional de seguridad. Finalmente, para obtener la fracción másica se deben tener los gramos de células sobre gramos de solución:

$$25 \text{ g (células/litro SN)} * (1/1000) \text{ litro SN/ g SN} = \mathbf{0,025 \text{ gcélulas/g SN}} = w_{\text{levadura}|_A}$$

Haciendo un balance de masa global en estado estacionario, se puede afirmar que lo que entra al fermentador es igual a lo que sale, por lo que

$$WA = WB \quad (\text{Ecuación 5.5})$$

Y, por componentes

→ Para la sacarosa:

$$WA * w_{\text{sacarosa}|_A} = (-r_{\text{sacarosa}}) * VTAC + WB * w_{\text{sacarosa}|_B} \quad (\text{Ecuación 5.6})$$

sabiendo que $-r_{\text{sacarosa}}$ debe dar en $\text{kg/h} \cdot \text{l}$

$$-r_{\text{sacarosa}} = \frac{\alpha \times \frac{\hat{\mu} \times Sr}{Ks + Sr + \frac{Sr^2}{Ki}} \times \left(1 - \frac{Er}{P_{\text{max}}}\right)^n}{Y_{p/s}} \times Cr$$

(Ecuación 5.7)

Donde todos los parámetros de la expresión cinética se especificaron en el Capítulo 2 con sus respectivas unidades. Para no modificar las unidades de los parámetros, se deben escribir las concentraciones en g/l. Además, con el objetivo de simplificar el desarrollo se asume que la densidad dentro del fermentador es también aproximadamente la del agua, aunque no sea lo correcto porque se tiene una suspensión de levaduras con etanol y sacarosa en solución. Como se explicó antes, esta simplificación será compensada con un porcentaje adicional de volumen en el fermentador.

Se realiza el pasaje de unidades de las concentraciones Sr, Er y Cr a g/l.

Como todas están expresadas en g/g (fracciones másicas), se multiplica por la densidad (asumiendo 1000 g sn / l sn) y se obtienen así en g sacarosa/l solución, g etanol/l solución y g levadura/l solución, respectivamente.

Entonces, los balances para etanol, sacarosa y levaduras son los siguientes

$$WA \cdot w_{\text{levadura}_A} + \frac{\frac{\mu \cdot ws_B \cdot \rho_{\text{Agua}}}{Ks + ws_B \cdot \rho_{\text{Agua}} + \frac{(ws_B \cdot \rho_{\text{Agua}})^2}{Ki}} \cdot \left(1 - \frac{w_{\text{etanol}_B} \cdot \rho_{\text{Agua}}}{P_{\text{max}}}\right)^n \cdot w_{\text{levadura}_B} \cdot \rho_{\text{Agua}} \cdot VTAC}{1000} = WB \cdot w_{\text{levadura}_B}$$

(Ecuación 5.8)

$$WA \cdot ws_A = \frac{\frac{\alpha \cdot \mu \cdot ws_B \cdot \rho_{\text{Agua}}}{Ks + ws_B \cdot \rho_{\text{Agua}} + \frac{(ws_B \cdot \rho_{\text{Agua}})^2}{Ki}} \cdot \left(1 - \frac{w_{\text{etanol}_B} \cdot \rho_{\text{Agua}}}{P_{\text{max}}}\right)^n \cdot w_{\text{levadura}_B} \cdot \rho_{\text{Agua}} \cdot VTAC}{YPS \cdot 1000} + WB \cdot ws_B$$

(Ecuación 5.9)

$$\frac{\frac{\alpha \cdot \mu \cdot ws_B \cdot \rho_{\text{Agua}}}{Ks + ws_B \cdot \rho_{\text{Agua}} + \frac{(ws_B \cdot \rho_{\text{Agua}})^2}{Ki}} \cdot \left(1 - \frac{w_{\text{etanol}_B} \cdot \rho_{\text{Agua}}}{P_{\text{max}}}\right)^n \cdot w_{\text{levadura}_B} \cdot \rho_{\text{Agua}} \cdot VTAC}{1000} = WB \cdot w_{\text{etanol}_B}$$

(Ecuación 5.10)

Aclaración: todos los balances están divididos por 1000 para convertir las unidades a kg/h ya que inicialmente tenían unidades de g/h.

Si bien en la reacción bioquímica en la que se genera el etanol expresada en el Capítulo 2 el agua se presenta como un reactivo, al tratarse del solvente se encuentra en exceso. Por lo tanto, no se plantea consumo de agua por reacción.

Entonces, por conservarse la masa

$$W_{\text{etanol}}|_B + W_{\text{sacarosa}}|_B + W_{\text{levadura}}|_B + W_{\text{agua}}|_B = 1 \quad (\text{Ecuación 5.11})$$

Es decir, la suma de las fracciones másicas en la corriente “B” (salida del fermentador) es igual a 1.

Nodo 2

Balance global

$$W_B = W_C + W_D \quad (\text{Ecuación 5.12})$$

Por componente

$$\rightarrow \text{Para el agua } W_B \cdot w_{\text{agua}}|_B = W_C \cdot w_{\text{agua}}|_C + W_D \cdot w_{\text{agua}}|_D \quad (\text{Ecuación 5.13})$$

$$\rightarrow \text{Para el etanol } W_B \cdot w_{\text{etanol}}|_B = W_C \cdot w_{\text{etanol}}|_C \quad (\text{Ecuación 5.14})$$

$$\rightarrow \text{Para la sacarosa } W_B \cdot w_{\text{sacarosa}}|_B = W_C \cdot w_{\text{sacarosa}}|_C \quad (\text{Ecuación 5.15})$$

$$\rightarrow \text{Para la levadura } W_B \cdot w_{\text{levadura}}|_B = W_D \cdot w_{\text{levadura}}|_D \quad (\text{Ecuación 5.16})$$

Nodo 3

Balance global

$$W_D = W_E + W_R \quad (\text{Ecuación 5.17})$$

Balances por componentes

→ Para la levadura

$$W_{\text{levadura}}|_D = W_{\text{levadura}}|_E \quad (\text{Ecuación 5.18})$$

$$W_{\text{levadura}}|_D = W_{\text{levadura}}|_R \quad (\text{Ecuación 5.19})$$

→ Para el agua

$$W_{\text{agua}}|_D = W_{\text{agua}}|_E \quad (\text{Ecuación 5.20})$$

$$W_{\text{agua}}|_D = W_{\text{agua}}|_R \quad (\text{Ecuación 5.21})$$

Por otro lado, en la corriente R

$$W_{\text{agua}}|_R + W_{\text{levadura}}|_R = 1 \quad (\text{Ecuación 5.22})$$

A partir de datos de bibliografía se eligió recircular un 50% en masa de la corriente D para no desechar levaduras vivas que puedan seguir fermentando. Una mayor recirculación de levaduras implica una centrifuga de mayor capacidad y por ende un mayor costo ya que se

sabe que nuevas levaduras crecerán en el fermentador. Es por esta razón que no se recircula el 100% de ellas. Se elige con criterio un 50% al menos para disminuir el costo de levadura fresca y los gastos de la puesta en condiciones de la misma.

$$W_R * 0,5 = W_D \quad (\text{Ecuación 5.23})$$

Una vez obtenidos los resultados para un TAC, se procedió a optimizar el sistema colocando dos TAS de la mitad de tamaño del TAC calculado anteriormente.

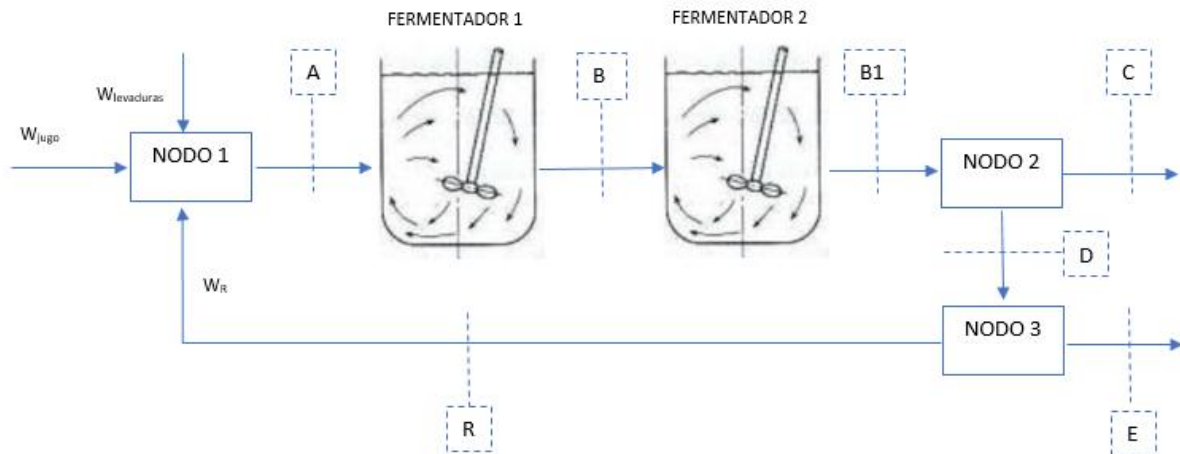


Figura 5.3: esquema de dos fermentadores en serie.

Los balances de masa son iguales a los planteados anteriormente, con la salvedad de que se agrega el balance global en el fermentador 2

$$W_B = W_{B1} \quad (\text{Ecuación 5.24})$$

Y se especifica que

$$W_{levadura|B1} + W_{agua|B1} + W_{etanol|B1} + W_{sacarosa|B1} = 1 \quad (\text{Ecuación 5.25})$$

Por otro lado, los balances para etanol, sacarosa y levaduras son

$$WB \cdot ws_B = \frac{\frac{\text{alfa} \cdot \mu \cdot ws_{B1} \cdot \rho_{\text{Agua}}}{K_s + ws_{B1} \cdot \rho_{\text{Agua}} + \frac{(ws_{B1} \cdot \rho_{\text{Agua}})^2}{K_i}} \cdot \left(1 - \frac{w_{\text{etanol}_{B1}} \cdot \rho_{\text{Agua}}}{P_{\text{max}}}\right)^n \cdot w_{\text{levadura}_{B1}} \cdot \rho_{\text{Agua}} \cdot VTAC}{1000} + WB1 \cdot ws_{B1}$$

$$WB \cdot w_{\text{levadura}_B} + \frac{\frac{\mu \cdot ws_{B1} \cdot \rho_{\text{Agua}}}{K_s + ws_{B1} \cdot \rho_{\text{Agua}} + \frac{(ws_{B1} \cdot \rho_{\text{Agua}})^2}{K_i}} \cdot \left(1 - \frac{w_{\text{etanol}_{B1}} \cdot \rho_{\text{Agua}}}{P_{\text{max}}}\right)^n \cdot w_{\text{levadura}_{B1}} \cdot \rho_{\text{Agua}} \cdot VTAC}{1000} = WB1 \cdot w_{\text{levadura}_{B1}}$$

$$\frac{\frac{\text{alfa} \cdot \mu \cdot ws_{B1} \cdot \rho_{\text{Agua}}}{K_s + ws_{B1} \cdot \rho_{\text{Agua}} + \frac{(ws_{B1} \cdot \rho_{\text{Agua}})^2}{K_i}} \cdot \left(1 - \frac{w_{\text{etanol}_{B1}} \cdot \rho_{\text{Agua}}}{P_{\text{max}}}\right)^n \cdot w_{\text{levadura}_{B1}} \cdot \rho_{\text{Agua}} \cdot VTAC}{1000} + WB \cdot w_{\text{etanol}_B} = WB1 \cdot w_{\text{etanol}_{B1}}$$

(Ecuaciones 5.26, 5.27 y 5.28)

Es importante aclarar que se especificó que los volúmenes de ambos reactores sean iguales ya que, a la hora de adquirir el tanque, se los suele comprar del mismo tamaño. Esto resulta más práctico y económico. Además, es más sencillo hacer los cálculos de esta forma ya que se calcula un único volumen de reacción.

Para la resolución de los balances tanto para el TAC como para los TAS se utilizó la herramienta computacional Mathcad. Se fue modificando la composición de etanol resultante en la corriente “C” y el caudal necesario para dicha corriente según

$$W_C = W_{\text{etanol necesario}} / W_{\text{etanol en C}} \quad (\text{Ecuación 5.29})$$

Donde $W_{\text{etanol necesario}}$ es la producción de etanol en el fermentador, en kilogramos por hora, requerida para satisfacer la capacidad instantánea anual de 125.000 m³ de etanol. Como se estableció en el Capítulo 4, este valor es de $W_{\text{etanol necesario}} = 16.620,32$ kg de etanol por hora.

$W_{\text{etanol en C}}$ es la fracción másica de etanol en la corriente “C” y es el valor que se fue modificando en el programa para ver la variación del volumen de fermentador necesaria en función de la concentración de etanol.

Para el resto de las variables involucradas, se establecieron valores semilla y se hallaron mediante la resolución del sistema de ecuaciones. En las Tablas 5.1 y 5.2 se muestran los resultados de los balances para un TAC y una serie de dos TAS, respectivamente.

La conversión se calcula teniendo en cuenta la cantidad de sacarosa ingresante en la corriente de jugo y la presente en la salida del fermentador según

$$\text{Conversión} = (W_{\text{jugo}} * w_{\text{sacarosa|jugo}} - W_{B \text{ o } B1} * w_{\text{sacarosa|B \text{ o } B1}}) / (W_{\text{jugo}} * w_{\text{sacarosa|jugo}}) \quad (\text{Ecuación 5.30})$$

$W_{B \text{ o } B1}$ hace referencia al caudal másico de la salida del sistema de tanques, W_B cuando se usa un único fermentador o W_{B1} cuando se usan dos reactores.

El volumen total necesario en caso del sistema de dos tanques agitados en serie se calcula con la suma del volumen de cada tanque, es decir, como el doble del valor del volumen de un tanque. Se indican los resultados a continuación con sus respectivas unidades. Las fracciones de etanol, sacarosa y levaduras son másicas.

Tabla 5.1: resultados del balance de masa de un TAC

w etanol resultante	0,052	0,055	0,058
WC (kg/h)	$3,32 \cdot 10^5$	$3,02 \cdot 10^5$	$2,87 \cdot 10^5$
WJugo (kg/h)	$3,78 \cdot 10^5$	$3,45 \cdot 10^5$	$3,28 \cdot 10^5$
Caudal de levadura (kg/h)	3680	3223	2990
WA(kg/h)	$4,31 \cdot 10^5$	$3,94 \cdot 10^5$	$3,75 \cdot 10^5$
WR (kg/h)	$4,93 \cdot 10^4$	$4,61 \cdot 10^4$	$4,44 \cdot 10^4$
w sacarosa en A	0,126	0,126	0,126
w agua en R	0,856	0,856	0,856
w levadura en R	0,144	0,144	0,144
w agua en A	0,8492	0,849	0,849
WB (kg/h)	$4,31 \cdot 10^5$	$3,94 \cdot 10^5$	$3,75 \cdot 10^5$
w sacarosa en B	0,03	0,02	0,015
w levadura en B	0,0349	0,0336	0,0341
w agua en B	0,899	0,904	0,907
w etanol en B	0,0398	0,042	0,044
w agua en C	0,912	0,918	0,922
w sacarosa en C	0,039	0,027	0,020
WD (kg/h)	$9,85 \cdot 10^4$	$9,22 \cdot 10^4$	$8,89 \cdot 10^4$
w levadura en D	0,144	0,144	0,144
w agua en D	0,856	0,856	0,856
w agua en E	0,856	0,856	0,856
w levadura en E	0,144	0,144	0,144
WE (kg/h)	$4,93 \cdot 10^4$	$4,61 \cdot 10^4$	$4,44 \cdot 10^4$
VTAC(I)	$2,21 \cdot 10^6$	$2,68 \cdot 10^6$	$3,04 \cdot 10^6$
Conversión	0,763	0,836	0,880

Tabla 5.2: resultados de los balances de masa del sistema de dos TAC en serie

wetanol resultante	0,055	0,050	0,058
Caudal másico resultante (kg/h)	$3,02*10^5$	$3,32*10^5$	$2,87*10^5$
Caudal másico de jugo (kg/h)	$3,45*10^5$	$3,78*10^5$	$3,28*10^5$
Caudal de levadura (kg/h)	3223	3680	2987
WA (kg/h)	$3,94*10^5$	$4,31*10^5$	$3,75*10^5$
WR(kg/h)	$4,61*10^4$	$4,93*10^4$	$4,44*10^4$
w sacarosa en A	0,126	0,126	0,126
w agua en R	0,856	0,856	0,856
w levadura en R	0,144	0,144	0,144
w agua en A	0,849	0,849	0,849
WB (kg/h)	$3,94*10^5$	$4,31*10^5$	$3,75*10^5$
w sacarosa en B	0,056	0,063	0,051
w levadura en B	0,031	0,030	0,031
w agua en B	0,885	0,881	0,888
w etanol en B	0,028	0,025	0,030
w agua en C	0,918	0,911	0,922
w sacarosa en C	0,027	0,039	0,020
WD (kg/h)	$9,22*10^4$	$9,85*10^4$	$8,89*10^4$
w levadura en D	0,144	0,144	0,144
w agua en D	0,856	0,856	0,856
w agua en E	0,856	0,856	0,856
w levadura en E	0,144	0,144	0,144
WB1	$3,94*10^5$	$4,31*10^5$	$3,75*10^5$
w etanol en B1	0,042	0,039	0,044
w sacarosa en B1	0,021	0,030	0,015
w levadura en B1	0,034	0,033	0,034
w agua en B1	0,903	0,899	0,907
WE (kg/h)	$4,61*10^4$	$4,93*10^4$	$4,44*10^4$
VTAC	$8,92*10^5$	$7,69*10^5$	$9,80*10^5$

VTOTAL	1,78*10⁶	1,54*10⁶	1,96*10⁶
Conversión	0,836	0,763	0,881

Por lo tanto, se comparan los volúmenes totales necesarios de fermentador tanto para el caso de un tanque agitado como para el caso de dos tanques en serie en la Figura 5.4.

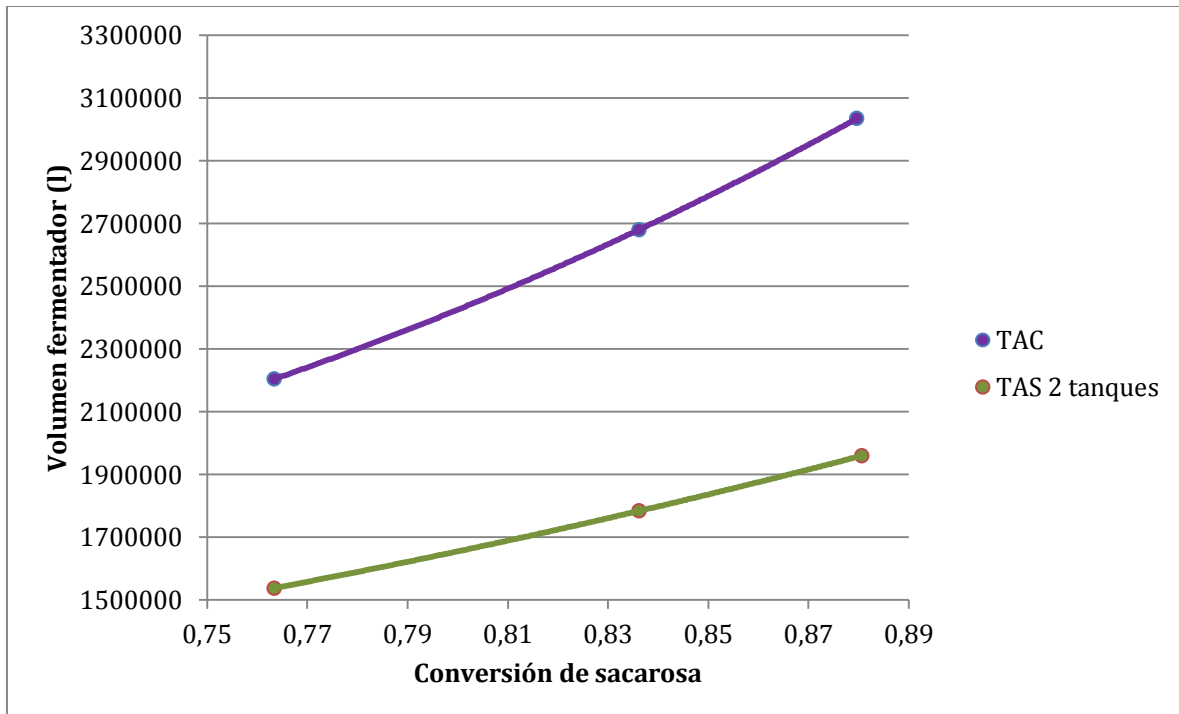


Figura 5.4: volumen de fermentador necesario en función de la conversión deseada de sacarosa.

Se elige la opción que tenga un bajo volumen de reactor (o reactores), pero además una alta conversión de reactivo. Luego, se ve que hay una gran diferencia entre los volúmenes de un solo reactor y dos reactores en serie. Se selecciona la opción de dos tanques en serie de 892.158 litros cada uno, es decir 892,2 m³ lo que da una conversión total de 0,836 de sacarosa y una concentración de salida de 5,5% en peso de etanol.

Pero, para definir finalmente cuál será el volumen final de reactor se debe que considerar lo siguiente

- Volumen de sólidos, el cual se había despreciado
- Generación de espuma en esta reacción microbiológica
- Que el volumen de tanque real (nominal) siempre es mayor al de reacción.
- Aquel que pueda ser comprado en la industria

Una vez analizadas estas dos alternativas, se procede a hacer los cálculos tomando en cuenta la corriente que se ventea de cada fermentador, ya que además de contener dióxido de

carbono, tendrá etanol y agua. Esto modificará tanto el volumen del reactor como los balances de masa. Se plantea entonces directamente en un sistema de dos tanques agitados, los mismos balances mencionados anteriormente con la diferencia que se añade lo siguiente:

→ Que la concentración de etanol a la salida del segundo fermentador (corriente C) sea 5,5% en peso.

→ Una corriente de salida más en cada fermentador (W_{vapor} y W_{vapor2}), las cuales contendrán etanol, agua y CO_2 . Se conoce cuál es la fracción másica de etanol en esta corriente ya que se analizó en el Capítulo 3. En este, se consideró que el punto mezcla del sistema ternario etanol, agua y CO_2 se encontraba en una composición de 5,5% en peso de etanol. Se sabe que la composición del punto mezcla no será igual en ambos tanques ya que diferirá la composición de etanol en ambos debido al grado de conversión alcanzado en cada uno. Además, en este capítulo se considera que la composición del 5,5% en peso se encuentra en el líquido y no es la composición global de la mezcla líquido-vapor. Sin embargo, se usan las fracciones de la fase vapor calculadas en el Capítulo 3 para las corrientes de vapor de ambos fermentadores. Esto se considera de esta manera ya que las composiciones globales de etanol en ambos no difieren significativamente. Por lo tanto, las fracciones másicas de los compuestos en la fase vapor son:

$$w_{CO_2} = 0,968$$

$$w_{agua} = 0,021$$

$$w_{etanol} = 0,011$$

Por lo tanto, a los balances planteados anteriormente se añaden los balances de masa por componente en cada reactor para el etanol

Fermentador 1

$$(-r_{etanol}) * VTAC = WB * w_{etanol}_B + WVapor * w_{etanol}_{vapor} \quad (\text{Ecuación 5.31})$$

Fermentador 2

$$(-r_{etanol}) * VTAC + WB * w_{etanol}_B = WB1 * w_{etanol}_{B1} + WVapor2 * w_{etanol}_{vapor} \quad (\text{Ecuación 5.32})$$

A su vez, para el agua se planteó

Fermentador 1

$$WA * w_{agua}_A = WB * w_{agua}_B + WVapor * w_{agua}_{vapor} \quad (\text{Ecuación 5.33})$$

Fermentador 2

$$WB * w_{agua}_B = WB1 * w_{agua}_{B1} + WVapor2 * w_{agua}_{vapor} \quad (\text{Ecuación 5.34})$$

Luego, resolviendo el sistema de ecuaciones en Mathcad con estas modificaciones, se obtuvieron los resultados expresados en la Tabla 5.3, los cuales se consideran los resultados definitivos para el proceso de fermentación.

Tabla 5.3: caudales y composiciones en un sistema TAS de 2 tanques

w etanol resultante	0,055
Caudal másico resultante (kg/h)	$3,02 \cdot 10^5$
Caudal másico de jugo (kg/h)	$3,70 \cdot 10^5$
Caudal másico de levadura (kg/h)	$3,54 \cdot 10^3$
WA (kg/h)	$4,22 \cdot 10^5$
WR(kg/h)	$4,87 \cdot 10^4$
w sacarosa en A	0,126
w agua en R	0,856
w levadura en R	0,144
w agua en A	0,849
WB (kg/h)	$4,07 \cdot 10^5$
w sacarosa en B	0,062
w levadura en B	0,032
w agua en B	0,879
w etanol en B	0,027
w agua en C	0,908
w agua en C	0,037
WD (kg/h)	$9,73 \cdot 10^4$
w levadura en D	0,144
w agua en D	0,856
w agua en E	0,856
w levadura en E	0,144
WB1 (kg/h)	$4 \cdot 10^5$
w etanol B1	0,042
w sacarosa en B1	0,028
w levadura en B1	0,035
w agua en B1	0,896
WE (kg/h)	$4,87 \cdot 10^4$
VTAC (I)	$8,65 \cdot 10^5$
Wvapor (kg/h)	$1,51 \cdot 10^4$
WVapor2 (kg/h)	$7,47 \cdot 10^3$
Conversión	0,79

Luego, se usarán dos TAC de aproximadamente 1000 m³ conectados en serie para esta fermentación (aproximadamente un 15% más del calculado para tener en cuenta todo lo mencionado anteriormente). Se elegirán como parámetros de diseño el diámetro y altura del reactor de forma que sea comercial.

La concentración que se tiene a la salida de etanol es de 5,5 % p/p, lo que evita la inhibición de las levaduras como se explicó en capítulos anteriores.

5.2.2 DIMENSIONES DEL FERMENTADOR

Se halló que la relación altura/diámetro para los reactores biológicos debe ser de 3/1.

$$\text{Volumen} = \pi/4 * Dt^2 * H$$

Siendo Dt: diámetro tanque y H altura del mismo. Luego, teniendo el volumen y la relación altura-diámetro:

$$Dt = 7,51 \text{ m}; H = 22,54 \text{ m.}$$

Luego, se selecciona **Dt: 8 m y H: 23 m** (~ 1000 m³)

Luego de realizar una amplia búsqueda de proveedores de este tipo de tanques y de estas dimensiones, se llegó a la conclusión que debido el gran tamaño de los mismos, y dado que no se han encontrado catálogos con estas medidas, sino que a escala industrial, se consiguen de mucha menor capacidad y tamaño, los biorreactores utilizados deberán ser hechos a medida. Si se quisiera limitar a reactores industriales habría que realizar el planteo de varias series de reactores en paralelo, por lo que, a pesar que la fabricación a medida puede involucrar en ciertos casos cuestiones que encarezcan el reactor, se toma esta opción antes que el uso de muchos reactores en diversas combinaciones.

Cada reactor será de acero inoxidable 316, para evitar una posible corrosión por el uso de reguladores de pH en el sistema. Todos serán del mismo material y tamaño.

5.2.3 DISEÑO TÉRMICO

La corriente de entrada al fermentador debe tener una temperatura de 30°C. Como se especificó en capítulos anteriores, se trabajará a esta temperatura, siendo la óptima para el crecimiento de las levaduras. En capítulos posteriores se analizará cómo lograr que esta corriente tenga esta temperatura.

5.2.3.1 POTENCIA AGITACIÓN

Se elige primero el tipo de agitador: turbina Rushton de 6 palas, por ser unos de los tipos más utilizados en la agitación de biorreactores.

Se elige el diámetro de la turbina para que sea cercano a 1/3 del diámetro del tanque agitado, ya que son las dimensiones más implementadas en la industria. Por lo tanto, se asume que el diámetro de la turbina será de 3 metros. Se encontró que este tamaño corresponde a un diámetro de impulsor comercial usado en la industria. A su vez, a escala industrial se utilizan de 3 a 5 turbinas en un mismo eje para mejorar la homogeneización del sistema. Se escogen entonces 3 turbinas para tener una buena agitación y no aumentar tanto la potencia consumida

como si se tuvieran 5 turbinas. Las turbinas estarán separadas entre sí por 6 metros estando la última a 5 metros del piso del reactor. Además, para mejorar la eficiencia de mezclado se añaden baffles. Son placas colocadas a lo largo del reactor, muy cerca de sus paredes y se utilizan para evitar la formación de un vórtice y así mejorar el mezclado del caldo de fermentación. Generalmente, se colocan cuatro. Su tamaño se define con base en la configuración geométrica del reactor. Se colocarán 4 baffles por fermentador, y los mismos serán del mismo material que el fermentador para evitar que cualquiera de los dos actúe como ánodo de sacrificio. Se encontró que el ancho de los deflectores debe ser de aproximadamente $\frac{1}{5}$ del diámetro del agitador. Por lo tanto, como el diámetro agitador es de 3 m, el ancho de cada baffle será de 0,6 m y se colocarán en las paredes de cada reactor.

Para calcular la potencia consumida por el agitador, se utilizará el número adimensional de Reynolds, definido como

$$Re = \rho_L N D^2 / \mu \quad (\text{Ecuación 5.35})$$

Donde ρ_L es la densidad del líquido en kg/m^3 , N es la velocidad de agitación en $1/\text{s}$, D es el diámetro de la turbina en metros y μ es la viscosidad dinámica del líquido en N s/m^2 .

La densidad del líquido corresponde a la de la solución de sacarosa presente en cada tanque. Como la concentración de sacarosa en ambos es distinta, se toma un valor promedio para así calcular un sistema de agitación que sea aplicable a ambos tanques. Lo mismo sucede con la viscosidad. En el primer tanque se tiene una concentración de 6,2 % en peso, mientras que en el segundo se tiene una de 2,8%. Por lo tanto, el valor promedio es de 4,5 % en peso.

Para este valor, se interpola los valores de la Tabla III del documento “Viscosimetría” publicado por la cátedra de Laboratorio II de la Facultad de Ciencias de la Universidad de Chile y se obtienen los siguientes datos.

$$\rho_L = 1015,9 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,879 * 10^{-3} \text{ N s/m}^2$$

Además, para tanques industriales de gran tamaño con varias turbinas en un solo eje, se utilizan valores de velocidad desde 20 rpm a 150 rpm. En el caso de reactores de volúmenes elevados, se encontró que se toman valores mucho menores que a escala laboratorio. Como se tienen dos tanques de aprox. 1000 m^3 , se elige un valor de 20 rpm para la agitación, que representan 0,33 revoluciones por segundo ($1/\text{s}$).

Por lo tanto, se calcula el número de Reynolds

$$Re = [1015,9 \text{ kg/m}^3 * 0,33 \text{ 1/s} * (3 \text{ m})^2] / 0,879 * 10^{-3} \text{ N s/m}^2 = 3,43 * 10^6$$

Como el Reynolds es mucho mayor a $2 * 10^4$, luego se puede afirmar que el flujo dentro del tanque es turbulento.

Además, para calcular la potencia consumida por el agitador, se utiliza el número adimensional Po , definido como

$$Po = P / (\rho_L N^3 D^5) \quad (\text{Ecuación 5.36})$$

Donde P es la potencia consumida por el agitador en Watts.

Si se utiliza el gráfico de la Figura 17 del trabajo “Hydrodynamics of stirred bioreactors”, en el cual se muestran los datos de la potencia consumida para una turbina Rushton con cuatro baffles, se obtiene un número de Po de aproximadamente 5,5.

Como el número obtenido anteriormente es para una sola turbina, se debe corregir la potencia cuando se utilizan tres turbinas en un eje. Por lo tanto, se utiliza la corrección provista por el trabajo antes mencionado en la cual se obtiene de la Figura 24 b) la relación entre la potencia consumida en el sistema de varias turbinas y la consumida por una. En el mismo se debe ingresar con el parámetro $\Delta C/T$ donde ΔC es la separación entre turbinas en metros y T es el diámetro del tanque también en metros. Por lo tanto, se ingresa con un valor de $\Delta C/T = 6/8 = 3/4$ y se obtiene un valor de

$$P_{3 \text{ turbinas}} / P_{1 \text{ turbina}} = 2$$

Por lo tanto, para calcular la potencia resultante, se debe calcular la potencia correspondiente a una sola turbina como

$$P_{1 \text{ turbina}} = Po \rho_L N^3 D^5 = 5,5 * 1015,9 \text{ kg/m}^3 * (0,33 \text{ 1/s})^3 * (3 \text{ m})^5 = 4,88 * 10^4 \text{ Watts}$$

$$P_{3 \text{ turbinas}} = 2 * 4,88 * 10^4 \text{ Watts} = \mathbf{9,76 * 10^4 \text{ Watts}}$$

Luego, el calor generado será la suma del calor de reacción y la potencia necesaria:

$$Q_{\text{generado}} = Q_{\text{rxn}} + P \quad (\text{Ecuación 5.37})$$

El calor de reacción se calculó en el Capítulo 2 (79.400 J/mol etanol).

Si bien se tiene la misma potencia de agitación en ambos tanques, al estar en serie tienen distinto nivel de conversión en cada uno, por lo que tendrán distintos calores generados por reacción.

En el tanque 1, el etanol generado es el que sale en la corriente líquida B1 más el que sale en la corriente de vapor. Por lo tanto, con los datos de la Tabla 5.3 se obtiene

$$\text{Producción etanol}_{\text{Tanque 1}} = 0,027 * 4,07 * 10^5 \text{ kg/h} + 0,011 * 1,51 * 10^4 \text{ kg/h} = 11.155,1 \text{ kg/h}$$

$$\text{Producción molar etanol}_{\text{Tanque 1}} = 11.155,1 \text{ kg/h} / 0,046 \text{ kg/mol} = 2,43 * 10^5 \text{ mol/h} = 67,4 \text{ mol/s}$$

Entonces

$$Q_{\text{Reacción, Tanque 1}} = 67,4 \text{ mol etanol/s} * 79.400 \text{ J/mol etanol} = 5,35 * 10^6 \text{ Watts}$$

Por lo tanto, el calor generado en el tanque 1 es la suma de la potencia de agitación y el calor de reacción

$$Q_{\text{Generado, tanque 1}} = 9,76 * 10^4 \text{ Watts} + 5,35 * 10^6 \text{ Watts} = \mathbf{5,45 * 10^6 \text{ Watts}}$$

Para el segundo tanque, la producción se calcula como el flujo másico de etanol que sale en la corriente líquida B1 más la que sale en la corriente vapor menos la que ingresa desde la corriente líquida B.

$$\text{Producción etanol}_{\text{Tanque 2}} = 0,042 * 4 * 10^5 \text{ kg/h} + 0,011 * 7,47 * 10^3 \text{ kg/h} - 0,027 * 4,07 * 10^5 \text{ kg/h} = 5893,2 \text{ kg/h}$$

Producción molar etanol $T_{\text{tanque 2}} = 5893,2 \text{ kg/h} / 0,046 \text{ kg/mol} = 1,28 * 10^5 \text{ mol etanol/h} = 35,6 \text{ mol etanol/s}$

$Q_{\text{Reacción, Tanque 2}} = 35,6 \text{ mol etanol/s} * 79.400 \text{ J/mol etanol} = 2,83 * 10^6 \text{ Watts}$

Luego,

$Q_{\text{Generado, tanque 2}} = 9,76 * 10^4 \text{ Watts} + 2,83 * 10^6 \text{ Watts} = 2,93 * 10^6 \text{ Watts}$

5.2.3.2 CÁLCULO DEL CALOR DISIPADO

El calor total es el resultado del calor generado menos el calor disipado a través de las paredes de cada tanque.

Por lo tanto, se expresa el calor disipado como

$Q_{\text{Disipado}} = (T_{\text{fermentador}} - T_{\infty}) / (R_{\text{Acero}} + R_{\text{Aislante}} + R_{\text{convección externa}} + R_{\text{convección interna}})$ (Ecuación 5.38)

Donde T_{∞} es la temperatura del aire en el ambiente que circunda al tanque.

Como el objetivo es disipar el calor, no se considera la utilización de un aislante. Además, se desprecia la resistencia a la conducción en el acero por tratarse de un metal conductor.

Por lo tanto, se considera solamente la resistencia por convección en el aire que rodea a cada tanque de fermentación. Entonces:

$Q_{\text{Disipado}} = (T_{\text{Fermentador}} - T_{\infty}) / (R_{\text{convección externa}} + R_{\text{convección interna}})$ (Ecuación 5.39)

Además, como el fermentador es un cilindro con dos tapas, es decir techo y piso, ya que se considerará que el mismo estará de forma vertical elevado sostenido sobre sus patas

$R_{\text{Convección externa}} = R_{\text{Convección sobre superficie cilíndrica}} + R_{\text{Convección tapas}}$ (Ecuación 5.40)

$R_{\text{Convección externa}} = 1 / (2 * \pi * R_{\text{externo}} * L * h) + 1 / (2 * \pi * R_{\text{externo}}^2 * h)$

Donde R_{Externo} es el radio externo del fermentador en pies, L es la longitud del fermentador y h es el coeficiente convectivo de transferencia de calor en la superficie del tanque en $\text{BTU}/(\text{h F}^\circ \text{pie}^2)$. Para problemas de convección libre según el libro “Transferencia de calor” de Holman, se utiliza un valor aproximado de $1,76 \text{ BTU}/(\text{h F}^\circ \text{pie}^2)$, que equivale a $10 \text{ Js}^{-1} \text{K}^{-1} \text{m}^{-2}$. Además, R_{Externo} se fijó en 4 metros como se aclara previamente (diámetro de 8 m) y la longitud es de 23 metros. La temperatura del fermentador es 30°C y se escoge una temperatura ambiente estándar de 20°C . Por lo tanto, la resistencia de convección externa se calcula como

$R_{\text{Convección externa}} = 1,168 * 10^{-3} \text{ s } ^\circ\text{C} / \text{J}$

La resistencia de convección provista por la suspensión interna se calcula como $1/h_{\text{suspensión}}$. Se utiliza la correlación brindada por el documento “Ingeniería de reactores” de Romero para calcular el $h_{\text{suspensión}}$

$\frac{h_i D}{k} = 0.73 \left(\frac{\rho N D_i^2}{\mu} \right)^{0.65} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{0.33} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.24}$ (Ecuación 5.41)

Donde el primer término luego del 0,73 representa el número de Reynolds previamente calculado, D es el diámetro del tanque (8 m), k es la conductividad térmica de la solución de sacarosa, que se aproxima a la del agua que es 0,58 J/ (s m °C), el cp representa el calor específico, que se aproxima a la del agua 4178 J/ (°C kg), y viscosidad μ se utiliza la mencionada anteriormente ($0,879 \cdot 10^{-3}$ N s / m²). A su vez, para simplificar los cálculos, se asume que μ_b / μ_w (la relación entre la viscosidad en el seno del fluido y en la pared del fermentador) es 1. Por lo tanto, se obtiene un coeficiente h_i igual a 1722,3 J/(°C s).

Luego,

$$R_{\text{Convección interna}} = 1/h_{\text{suspensión}} = 1/h_i = 5,81 \cdot 10^{-4} \text{ °C s / J}$$

$$Q_{\text{Disipado}} = (30^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}) / (1,168 \cdot 10^{-3} \text{ s °C / J} + 5,81 \cdot 10^{-4} \text{ s °C / J}) = \mathbf{5718 \text{ W}}$$

$$\text{Luego, } Q_{\text{total}} = Q_{\text{generado}} - Q_{\text{disipado}} \quad (\text{Ecuación 5.42})$$

5.2.3.3 AGUA TOTAL PARA ENFRIAMIENTO

Se calcula a continuación el caudal de agua necesario para refrigerar

$$Q \text{ a retirar} = Q_{\text{tot}} = W_{\text{agua}} C_{p_{\text{agua}}} (T_1 - T_2) \quad (\text{Ecuación 5.43})$$

Siendo W_{agua} el caudal de agua en kg/s

$$Q_{\text{total1}} = Q_{\text{generado1}} - Q_{\text{disipado}} = \mathbf{5,45 \cdot 10^6 - 5718 = 5,44 \cdot 10^6 \text{ J/s}}$$

$$Q_{\text{total2}} = Q_{\text{generado2}} - Q_{\text{disipado}} = \mathbf{2,93 \cdot 10^6 - 5718 = 2,92 \cdot 10^6 \text{ J/s}}$$

$C_{p_{\text{agua}}} = 4186 \text{ J/kg °C}$ (Se considera que no varía mucho en la diferencia de temperaturas elegidas)

T_1 y T_2 temperatura de entrada y salida del refrigerante respectivamente (°C)

Para calcular T_1 (temperatura del agua fría) se deben analizar las condiciones climáticas de Bariloche. Como se aclaró en el Capítulo 4, la planta trabaja de marzo a diciembre. Se asume como temperatura del aire el promedio de las máximas temperaturas en el mes de marzo y el promedio de las máximas humedades en este mes. Entonces, utilizando una temperatura de 17,2 °C y una humedad relativa del 61%, la carta psicrométrica devuelve un valor de entalpía para el aire entrante de 34 kJ/ kg de aire seco y una temperatura de bulbo húmedo de 12,5 °C. Es por esto que se decide trabajar con los 16°C de salida del agua de la torre, ya que es 3,5 °C superior a la mínima posible que genera una altura de torre finita.

Se encontró en fuentes bibliográficas que es usual considerar una diferencia de temperaturas del agua de 20°C dentro de la torre de enfriamiento. Sin embargo, la temperatura de entrada del agua a la torre de enfriamiento no puede ser mayor que la temperatura del tanque, por lo que se elige una temperatura de salida de agua de 27°C.

Por lo tanto,

$$T_1 = 16^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 27^\circ\text{C}$$

Se calcula así el caudal de agua de enfriamiento que circulará por cada serpentín:

Q Total es negativo ya que es calor liberado del sistema. Luego

$$W_{\text{agua1}} = Q_{\text{total1}} / [C_{p_{\text{agua}}} * (T_1 - T_2)] = 118,14 \text{ kg/s} = 4,25 * 10^5 \text{ kg/h}$$

$$W_{\text{agua2}} = Q_{\text{total2}} / [C_{p_{\text{agua}}} * (T_1 - T_2)] = 63,41 \text{ kg/s} = 2,28 * 10^5 \text{ kg/h}$$

5.2.3.4 SELECCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Para el enfriamiento del fermentador se propone la utilización de un serpentín sumergido en el líquido.

Área de transferencia de calor

Para el diseño del área de cada serpentín:

$$Q = U A \Delta T_{ML} \quad (\text{Ecuación 5.44})$$

Siendo ΔT_{ML} para intercambiadores donde la temperatura del fluido caliente es constante

$$\frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{\ln((T - t_1)/(T - t_2))} = 7,14^\circ\text{C} \quad (\text{Ecuación 5.45})$$

Siendo

t2: temperatura de salida del agua (27°C)

t1: temperatura de entrada del agua (16°C)

T= temperatura de la solución (30°C)

Para obtener el valor de U se hace un promedio de los valores sugeridos de los coeficientes totales para diseño de enfriadores, el cual corresponde a 375 Btu/°F pie² h (es decir 2129,3 J/K m² s) considerando un factor de ensuciamiento de 0,003 y una caída de presión de 0,3 a 0,7 bares. Este valor corresponde a equipos cuyo fluido de enfriamiento sea agua y fluido caliente solución acuosa, ya que en el tanque se encuentra una solución diluida de etanol y sacarosa.

Además, los calores para cada tanque son distintos entonces se tendrá diferentes áreas y dimensiones de serpentín para cada uno.

Teniendo Q, U y ΔT_{ML} se calcula el área de cada serpentín:

$$A_1 = Q_1 / U \Delta T_{ML} = 357,8 \text{ m}^2$$

$$A_2 = Q_2 / U \Delta T_{ML} = 192 \text{ m}^2$$

5.2.3.4.1 CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DEL SERPENTÍN

Para escoger un diámetro de serpentín, se extrae de bibliografía una velocidad recomendada para fluidos en cañerías. Se sabe que si se toma un valor muy bajo, la transferencia de calor será poca, pero si se toma un valor muy alto se tendrá una elevada pérdida por carga.

Luego, se halló que para líneas de agua la velocidad máxima es de 600 rpm (3,05 m/s aproximadamente), luego se toma un valor intermedio, y así la velocidad elegida es de 1,5

m/s. Teniendo el caudal volumétrico de agua que circula por cada serpentín, y esta velocidad, se halla así un diámetro de tubo

$$\text{Tanque 1} \rightarrow 118,14 \text{ kg/s} / \rho_{\text{H}_2\text{O}} = 0,12 \text{ m}^3/\text{s} / (1,5 \text{ m/s}) = 0,08 \text{ m}^2 = \pi * D_{s1}^2/4$$

$$\text{Luego } D_{s1} = 0,32 \text{ m}$$

$$\text{Tanque 2} \rightarrow 63,41 \text{ kg/s} / \rho_{\text{H}_2\text{O}} = 0,063 \text{ m}^3/\text{s} / (1,5 \text{ m/s}) = 0,042 \text{ m}^2 = \pi * D_{s2}^2/4$$

$$\text{Luego } D_{s2} = 0,23 \text{ m}$$

Luego, para el tanque 1 se toma un diámetro de serpentín de 0,3 m (30cm), es decir se escoge entonces un diámetro nominal comercial de 12 plg (0,3048 m). Y para el caso del tanque 2, se escoge un diámetro de 8 plg (0,203 m). Se asume además que el material del serpentín es el mismo que el del tanque de fermentación.

Por lo tanto, se procede a calcular la longitud del serpentín como

$$L = A/\pi * d$$

Donde d es el diámetro del serpentín y es igual a 0,3048 m y 0,203m para los tanques 1 y 2 respectivamente. Por lo tanto

$$L1 = 357,8 \text{ m}^2 / (\pi * 0,3048 \text{ m}) = 374 \text{ m}$$

$$L2 = 192 \text{ m}^2 / (\pi * 0,203 \text{ m}) = 301 \text{ m}$$

Número de vueltas

Para la elección del diámetro de la vuelta del serpentín, se sabe que este debe ser mayor al diámetro del agitador ya que lo rodea. Luego, como se tiene un diámetro de agitador (ds) de 3 m, se selecciona 5 m como diámetro de vuelta de serpentín.

Luego, de la Tabla 10 del Anexo del libro "Procesos de Transferencia de Calor" de Kern se ve que para un tubo de 12 plg. el valor de la superficie exterior por pie lineal es de 3,338 pie²/pie (1,02 m²/m) = S, y para un tubo de 8 plg. el valor de la superficie exterior por pie lineal es de 2,258 pie²/pie (0,688 m²/m). Entonces

$$\text{Área de transferencia por vuelta: } \pi * d_{\text{vuelta serpentín}} * S = \pi * 5\text{m} * 1,02\text{m}^2/\text{m} = 16,02 \text{ m}^2 \text{ (Ecuación 5.46)}$$

$$\text{Número de vueltas1: } A1/S = 357,8 \text{ m}^2/16,02\text{m}^2 = 22,3 \approx 22 \text{ vueltas}$$

$$\text{Número de vueltas2: } A2/S = 192 \text{ m}^2/10,81 \text{ m}^2 = 17,7 \approx 18 \text{ vueltas}$$

Luego, se selecciona el espaciamiento entre vuelta y vuelta. Para esto, se desea distribuir el serpentín a lo largo de todo el tanque. Cómo se tomó un volumen de reactor mayor al de reacción, se considera que la misma sucede en aproximadamente 20 m de longitud del tanque. Por lo tanto, como son 22 vueltas de serpentín se considera un espaciamiento de 0,9 metros entre vuelta y vuelta del mismo para el primer tanque, y de 1,1 m para el segundo.

Se visualiza la distribución en la Figura 5.5

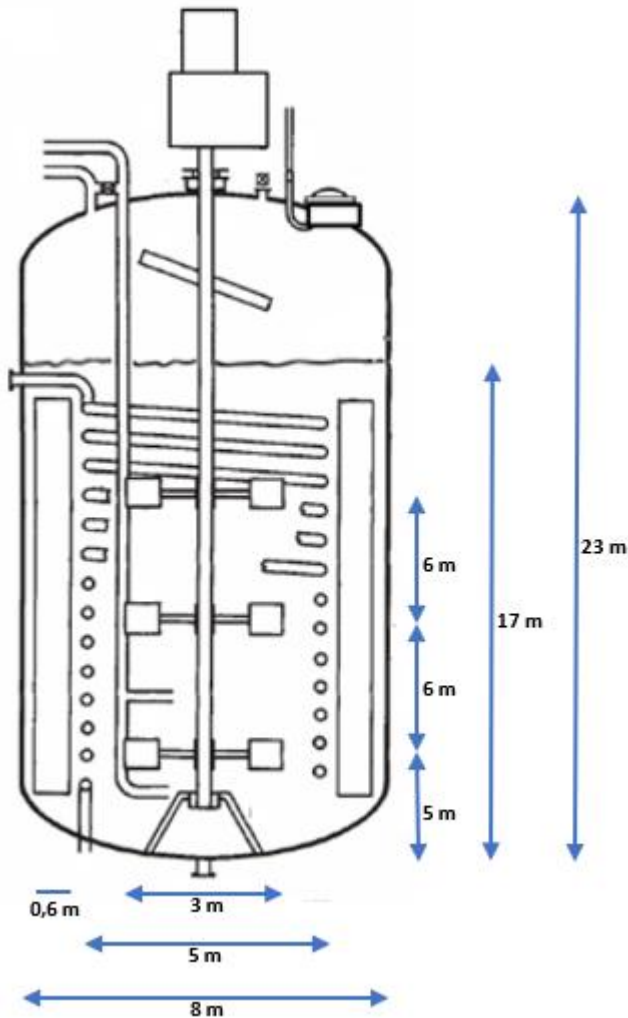


Figura 5.5: esquematización del diseño del fermentador

5.3 SISTEMAS DE CONTROL

Un sistema de control apropiado debe encargarse de mantener en los niveles adecuados, la temperatura, la adición de sustratos y el nivel de acidez en el tanque de fermentación, garantizando un ambiente ideal para el crecimiento de las levaduras encargadas de fermentar el jugo, aumentando la concentración y disminuyendo el tiempo de producción de etanol.

5.3.1 CONTROL DE TEMPERATURA

Variable controlada: temperatura del reactor.

Variable manipulada: caudal de agua refrigerante.

Medidor-transmisor: termocupla.

Controlador: de tipo P, PI o PID según se requiera.

El esquema de control es como sigue

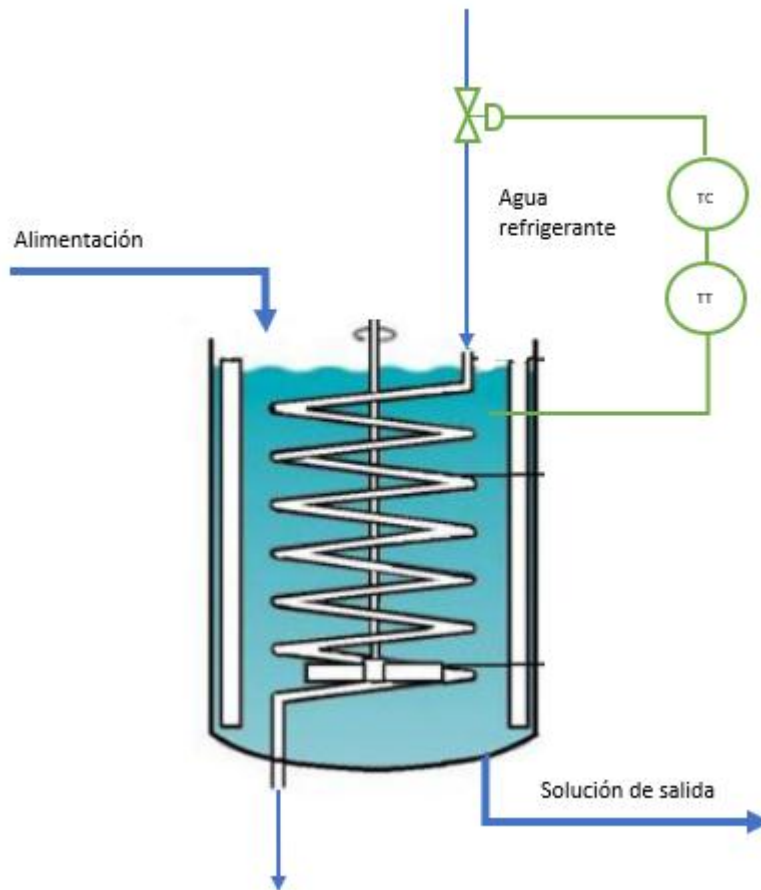


Figura 5.6: sistema de control de temperatura.

5.3.2 CONTROL DE PH

Controlar esta variable es fundamental para mantener un ambiente adecuado para el crecimiento de los microorganismos.

Variable controlada: concentración de H^+ en el reactor.

Variable manipulada: caudal de solución de NaCl o HCl, según se requiera.

Medidor-transmisor: pH-metro en continuo.

Controlador: de tipo P, PI o PID según se requiera.

El sistema consiste en la disponibilidad de dos tanques con soluciones de NaOH y HCl de concentraciones conocidas. Su caudal hacia el tanque fermentador estará manipulado por el controlador que abrirá una u otra, o ninguna válvula, según la necesidad.

El esquema tecnológico se podría representar como sigue

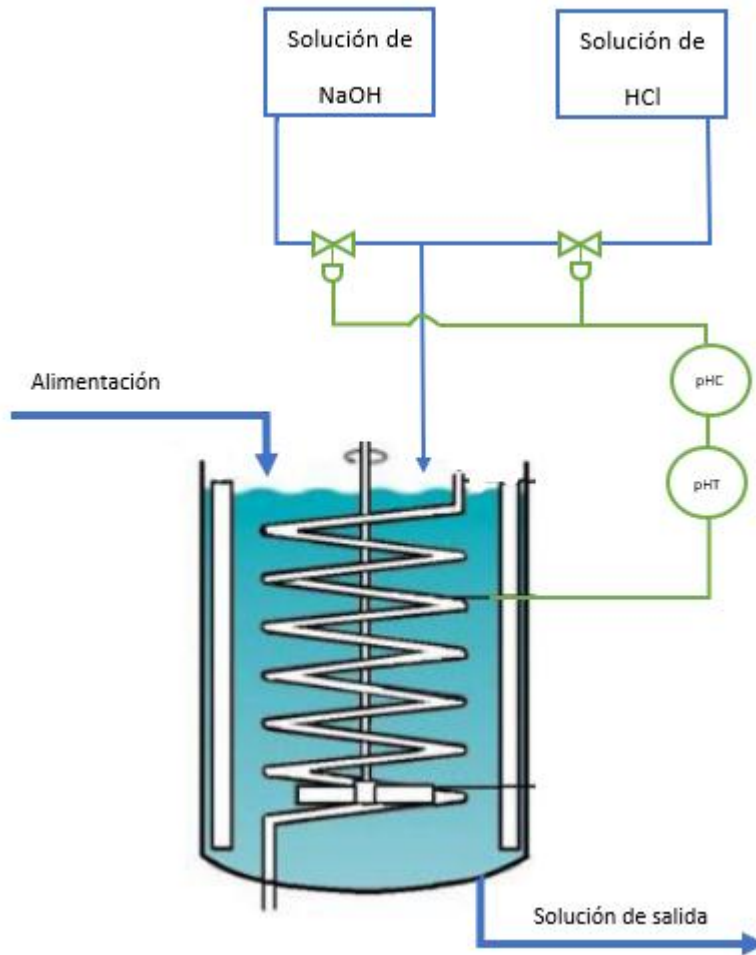


Figura 5.7: sistema de control de pH.

5.3.3 CONTROL DE CONCENTRACIÓN DE SUSTRATOS

Variable controlada: concentración de sacarosa a la entrada del reactor.

Variable manipulada: caudal de agua de dilución.

Medidor-transmisor: refractómetro o un densímetro digital en continuo. Ambos tienen respuestas proporcionales a la concentración de sustrato.

Controlador: de tipo P, PI o PID según se requiera.

La medición debe tomarse en el mezclador (previo a los fermentadores) y se pueden dar dos situaciones:

a) Que la solución esté más concentrada de lo que se requiere. Como se mencionó anteriormente, esto puede generar la inhibición del crecimiento celular. Luego de tomar la medida, se emite una señal que irá directamente al controlador y de este a una válvula que permitirá el paso de agua para diluir la mezcla.

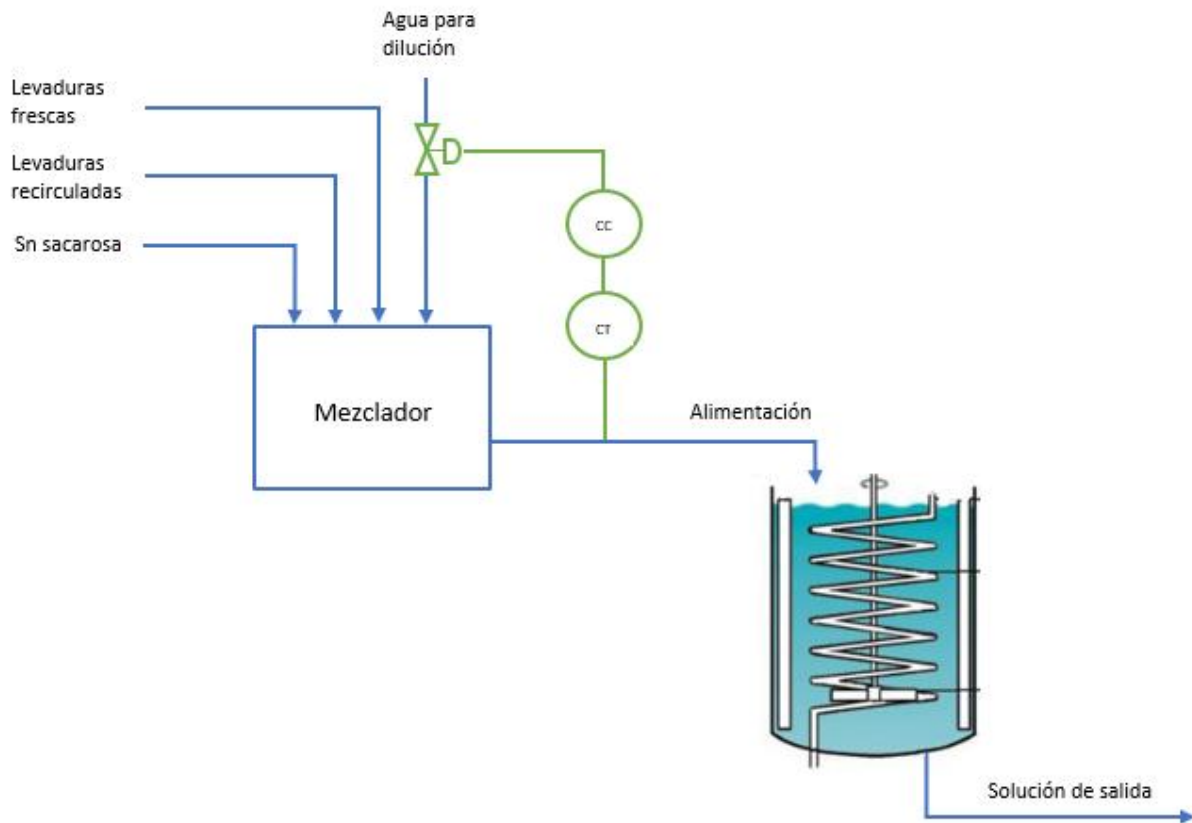


Figura 5.8: sistema de control de sustrato.

b) Que la solución esté más diluida: en este caso, no se pueden tomar medidas directas al respecto ya que la solución proviene del proceso anterior de extracción por difusión. El reactor estará sobredimensionado y habrá menos producción mientras esto se produzca. En este caso, se deberían revisar los procesos anteriores como por ejemplo la extracción del azúcar de las remolachas por difusión.

5.3.4 CONTROL DE CONCENTRACIÓN DE MICROORGANISMOS

Variable controlada: concentración de microorganismos a la entrada del reactor

Variable manipulada: caudal de levadura fresca

Medidor-transmisor: espectrofotómetro en continuo. Se realizan medidas de turbidimetría de la solución. Este es un método ampliamente usado en el campo de la microbiología para realizar el conteo de microorganismos en solución. La turbidimetría mide la reducción de la transmisión de luz debido a partículas de una suspensión y cuantifica la luz residual transmitida. La absorbancia medida es proporcional a la cantidad de células secas disueltas. Conociendo la densidad de la levadura utilizada se puede calcular el dato de interés. De todas formas, es importante contar con una curva de calibración realizada previamente con la levadura utilizada en el proceso.

Controlador: de tipo P, PI o PID según se requiera.

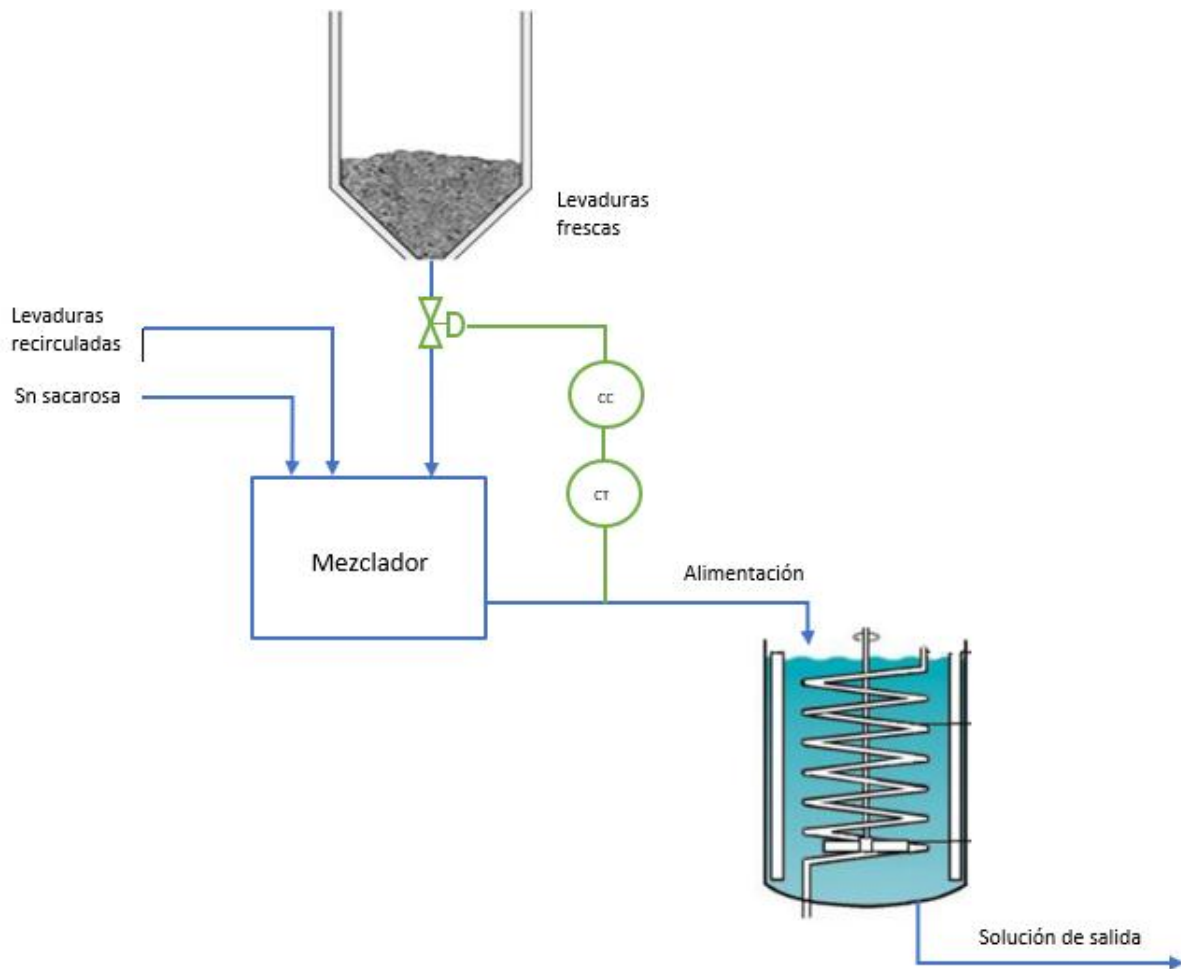


Figura 5.9: sistema de control de microorganismos

5.3.5 CONTROL DE NIVEL DE ESPUMA

La aparición de espuma es un efecto indeseable ya que existe el riesgo perder caldo de fermentación en concepto de derrame, no permite llevar análisis de alta calidad y mediciones, reduce la capacidad de los sistemas abiertos, altera las condiciones de higiene y seguridad, incrementa los costos de limpieza e interfiere en los instrumentos del proceso, metros, sensores, bombas, separadores y filtros.

Para controlar los niveles de espuma, hay dos tipos de métodos

- Métodos mecánicos: Los cuales pueden destruir toda o parcialmente la espuma. Estos mecanismos pueden ser la agitación, pulverización del agua, a través de un silbido sónico, calentamiento de la espuma sobre la superficie del líquido, aspersión de la espuma, etcétera.
- Métodos químicos: Los cuales se llevan a cabo a través de sustancias químicas que pueden actuar destruyendo una espuma ya formada o profilácticamente evitando la formación de la nueva espuma. Hay que tener en cuenta que una sobredosis puede generar cambios en el ambiente que alteren el crecimiento celular.

Medidor-transmisor: se utilizan dispositivos de medición mecánica de espuma, que consta en un aparato instalado en la parte superior del tanque entra en funcionamiento una vez que hay formación de espuma.

Controlador: de tipo P, PI o PID según se requiera.

5.3.6 CONTROL DE CONCENTRACIÓN DE INHIBIDORES Y SUSTANCIAS TÓXICAS

Las sustancias inhibitorias que están en mayor concentración en el proceso son el sustrato y el etanol. El control de la concentración de sustrato en el tanque se analizó previamente. Por otro lado, se sabe que la concentración de etanol resultante es aproximadamente la mitad de los valores que la bibliografía establece como dañinos para los microorganismos, por lo cual no se requiere plantear un sistema de control para este compuesto.

Por otro lado, ante la reducción de la producción se debe analizar la causa de este hecho. Una vez descartadas las alternativas anteriores, se debe hacer un análisis de presencia de sustancias que alteren el proceso. Para ello se toman muestras de manera discontinua para realizar el análisis y a partir de esto tomar decisiones al respecto.

5.4 CÁLCULO DE LAS CORRIENTES DE PROCESO

Con las relaciones establecidas en el Capítulo 4 y una vez obtenida la corriente de jugo que ingresa al fermentador se obtienen las corrientes necesarias de agua y cosetas de ingreso al difusor.

Como se tienen 1,23 kg de jugo crudo/ kg de cosetas procesado y, según la Tabla 5.3, el caudal de jugo es de $3,7 * 10^5$ kg/h luego se necesitará un caudal de cosetas de

$$W_{\text{Cosetas}} = 3,7 * 10^5 \text{ kg jugo/h} / 1,23 \text{ kg jugo/kg cosetas} = \mathbf{3 * 10^5 \text{ kg cosetas/h}}$$

Como se considera que en el proceso de corte no se pierde masa de remolacha, este último también es el caudal de remolacha que egresa del proceso de lavado y, como se trabaja en estado estacionario, igual al caudal de remolacha que ingresa a la lavadora.

En cuanto al agua de ingreso necesaria en el difusor, se sabe que se necesitan 0,426 kg agua por cada kilogramo de cosetas ingresantes al extractor. Por lo tanto

$$W_{\text{Agua}} = 0,426 \text{ kg agua/kg cosetas} * 3 * 10^5 \text{ kg cosetas/h} = \mathbf{1,3 * 10^5 \text{ kg agua/h}}$$

También se puede calcular el agua necesaria para el lavador de remolachas. Como se explicará posteriormente, este agua constará de un ciclo cerrado, ya que el agua sucia luego de la lavadora será purificada mediante un filtro y reciclada nuevamente al proceso de lavado. Se cuenta con el dato de que se necesitan 530 litros de agua cada 700 kg de remolacha a lavar. Por lo tanto

$$W_{\text{Agua lavado}} = 3 * 10^5 \text{ kg remolacha /h} * 530 \text{ l} / 700 \text{ kg remolacha} = \mathbf{2,3 * 10^5 \text{ l agua/h}}$$

En cuanto a la pulpa, de bibliografía, se sabe que se tienen 0,2 kg de la misma por kg de cosetas procesadas pero luego del prensado. Por lo tanto, se calcula el caudal de pulpa:

$$W_{\text{Pulpa húmeda}} = 0,2 \text{ kg pulpa/kg de cosetas} * 3 * 10^5 \text{ kg de cosetas/h} = \mathbf{6 * 10^4 \text{ kg pulpa/h}}$$

A su vez, se sabe que la pulpa cuenta con un 73,4 % de agua en esta condición, por lo que se calcula de atrás para adelante, cuánto es el caudal de pulpa luego del difusor y qué porcentaje de agua posee:

$$W_{\text{Pulpa seca antes de la prensa}} = \text{fracción másica de pulpa seca} = 1 - 0,9 = 0,1$$

$$W_{\text{Pulpa seca luego de la prensa}} = \text{fracción másica de pulpa seca} = 1 - 0,734 = 0,266$$

$$W_{\text{Pulpa húmeda luego de la prensa}} = 6 \cdot 10^4 \text{ kg/h}$$

$$W_{\text{Pulpa húmeda antes de la prensa}} * W_{\text{Pulpa seca antes de la prensa}} = W_{\text{Pulpa húmeda luego de la prensa}} * W_{\text{Pulpa seca luego de la prensa}}$$

Luego, antes de la prensa:

$$W_{\text{Pulpa húmeda antes de la prensa}} = 159.600 \text{ kg/h}$$

Luego de la prensa, debe reducirse de 73,4% a 10% en el secador, por lo que se calcula el caudal de agua que debe evaporarse.

Balace global en el secador

$$W_{\text{Pulpa húmeda}} = W_{\text{Agua evaporada}} + W_{\text{Pulpa seca}}$$

Balace de sólidos en el evaporador

$$W_{\text{Pulpa húmeda}} * (1 - 0,734) = W_{\text{Pulpa seca}} * 0,9$$

Por lo tanto

$$W_{\text{Pulpa seca}} = 6 \cdot 10^4 \text{ kg pulpa/h} * 0,266 / 0,9 = 1,8 \cdot 10^4 \text{ kg /h}$$

$$W_{\text{Agua evaporada}} = W_{\text{Pulpa húmeda}} - W_{\text{Pulpa seca}} = 4,2 \cdot 10^4 \text{ kg/h}$$

Se sabe además que la levadura fresca que se debe ingresar al sistema según la Tabla 5.3 es de 3540 kg/ h y que el efluente de etanol diluido en agua de la centrífuga es de $3,02 \cdot 10^5$ kg/h con una concentración 5,5% en masa de etanol.

En cuanto al proceso de destilación, los caudales resultantes de etanol producido y agua residual serán calculados en el Capítulo 6, ya que dependen de las condiciones operativas del tren de destilación.

CAPÍTULO 6: DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE SEPARACIÓN

6.1 DISEÑO DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN

Para la separación del sistema etanol, agua y sacarosa se eligió utilizar un sistema de destilación ya que se la consideró la operación óptima para llegar a la pureza deseada. Operaciones como adsorción con tamices moleculares resultan, en algunos casos, muy costosos. Es por esto que se elige el proceso de destilación ya que, si bien conlleva generalmente una mayor inversión inicial, dependiendo del equilibrio, que la utilización de membranas o tamices moleculares, el costo operativo es menor y el control de la pureza es más eficaz de realizar dependiendo del resultado en el fermentador. Además, se elige la destilación extractiva explicada en el Capítulo 3 frente a la destilación al vacío ya que conlleva menores consumos energéticos. Por otro lado, para la realización de este análisis, se encuentra que el proceso de destilación se puede simular en herramientas computacionales como UniSim Design, mientras que no existe esta posibilidad para el proceso de separación por tamices moleculares.

Se debía definir el número y secuencia de operaciones de separación a llevar a cabo. Para ello, a partir de las corrientes obtenidas con los balances de masa en el Capítulo 5, se diseñó el esquema.

En una primera instancia se plantearon dos torres: la primera para obtener el etanol en su composición cercana a la azeotrópica por destilado, y una segunda torre extractiva donde, con ayuda de un solvente, se obtiene el etanol anhidro con 99% de pureza en masa. En la destilación azeotrópica, se asume que la sacarosa es un compuesto no volátil que se desecha junto al agua en el fondo de la primera torre. Además, no se ingresó el componente sacarosa en el paquete de datos termodinámicos ya que se asume que, al estar en poca proporción, no afecta la volatilidad del resto de las sustancias en la mezcla. El esquema es el siguiente:

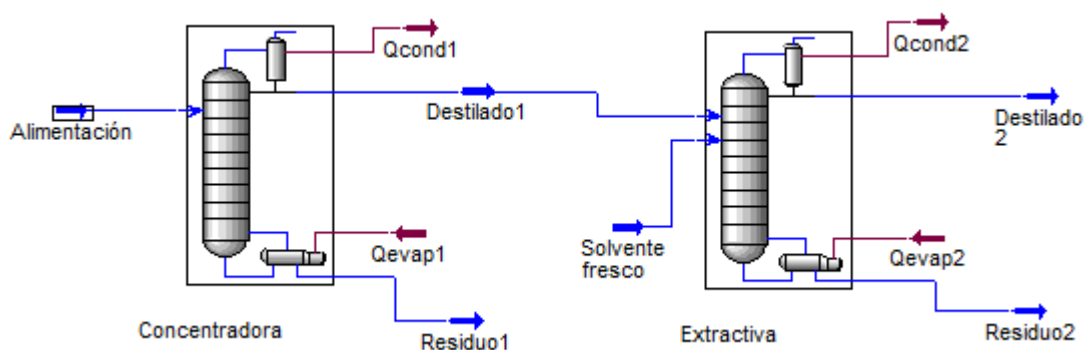


Figura 6.1: esquema dos torres de destilación

Para alcanzar la pureza requerida en el etanol en el destilado de la segunda columna de la Figura 6.1 se requeriría una gran cantidad de solvente que luego sería desechado. Como esto conlleva un gran costo operativo, se descarta esta alternativa, y se plantea una tercera columna recuperadora de solvente, el cual se le ingresará a la segunda torre. Entonces el

esquema será el siguiente: una primera columna para concentrar la solución alcohólica hasta un punto cercano al azeotrópico. En la segunda, conocida como deshidratadora, se alimenta un agente de separación (solvente) que permite obtener como producto de cabeza una corriente rica en etanol y como producto de fondo se obtiene una corriente rica en el solvente utilizado. La tercera columna, conocida como recuperadora, se alimenta con la corriente de fondo de la segunda columna para poder reciclar el solvente utilizado y reutilizarlo en la columna deshidratadora. En la Figura 6.2 se muestra el esquema.

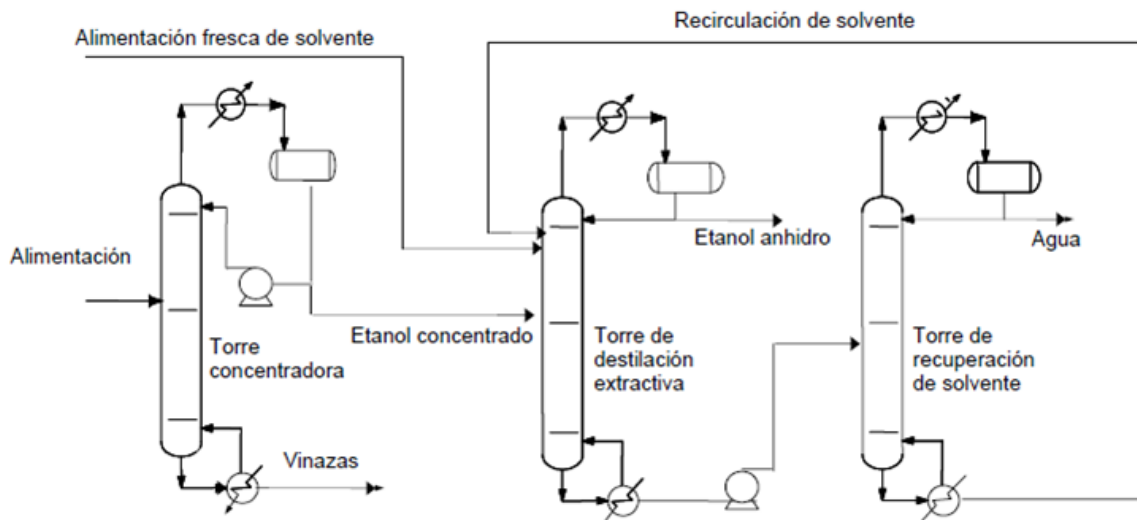


Figura 6.2: proceso esquemático de destilación extractiva.

Para la simulación del mismo se utilizó la herramienta de simulación “UniSim Design”. Para ello, se usó el paquete fluidodinámico “UNIQUAC-IDEAL”, que como se explicó en el Capítulo 3, es uno de los más adecuados para este tipo de separaciones. Se indicaron que todos los condensadores fueran totales. Se fueron modificando los valores de relación de reflujo de las columnas, y los platos de entrada tanto de solvente como de alimentación y las especificaciones que se le daba a cada torre de tal forma de optimizar los calores en el re- evaporador y condensador. Se fue realizando el proceso por prueba y error en el simulador hasta obtener convergencia y luego se realizó la optimización como fue mencionado.

Como se anticipó en el Capítulo 3, para que la glicerina no se descomponga, es necesario trabajar a temperaturas menores a 250°C , lo cual implica trabajar con presiones menores a la atmosférica ya que la temperatura de ebullición normal de la glicerina es 290°C . Es decir, trabajar con glicerina pone al proceso en una situación de compromiso entre la presión de vacío de trabajo necesaria en la torre recuperadora de solvente (la tercera de la Figura 6.2) y la diferencia de temperatura del fondo de dicha torre con la temperatura de descomposición.

Por lo tanto, se opera con etilenglicol. Se utiliza presión atmosférica ya que a esta presión solo se debe tener cuidado superados los 398°C debido a la auto ignición del etilenglicol y la temperatura de ebullición del etilenglicol es mucho menor (197°C). En el resto de las torres también se utiliza presión atmosférica para obtener así una simplificación operativa, ya que la corriente que egresa del fermentador está a esta presión. Después de todo, se considera más conveniente el cambio de solvente aunque sea más costoso, que operar a $\frac{1}{5}$ de la presión atmosférica en dos torres de gran tamaño. El esquema planteado es el siguiente:

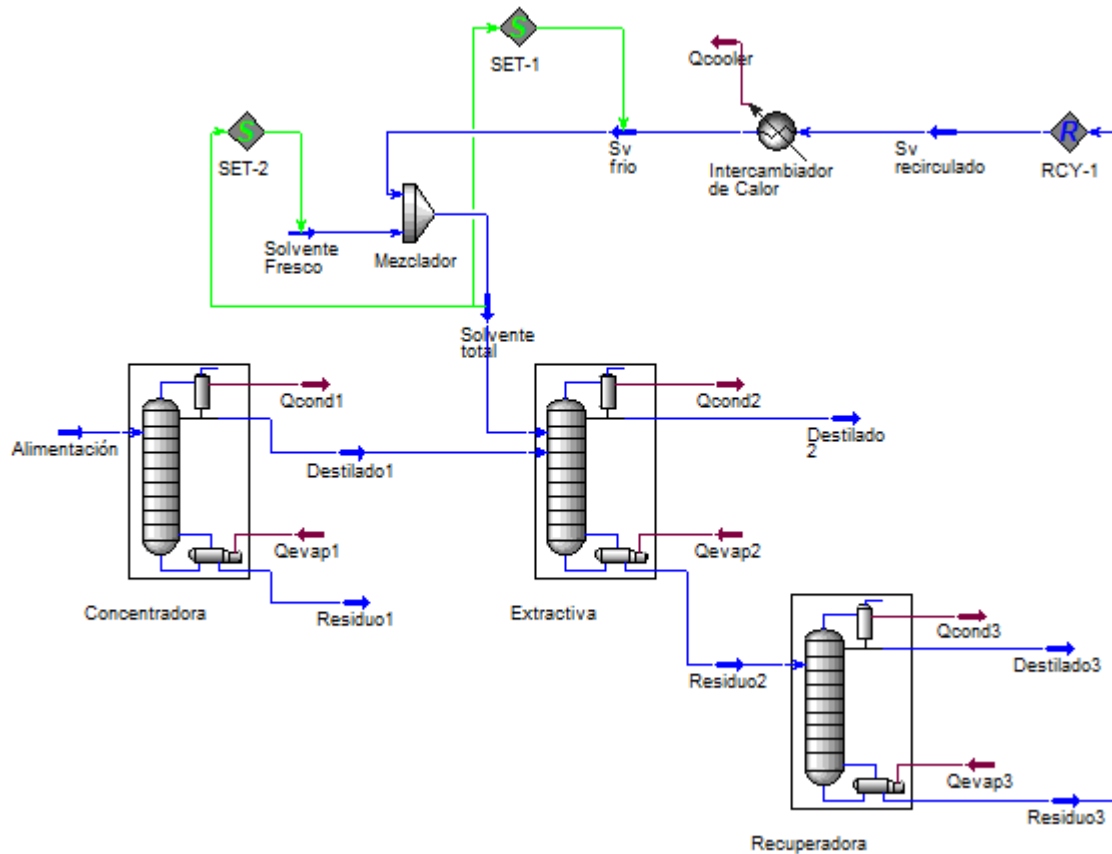


Figura 6.3: esquema proceso de destilación UniSim.

Se utilizó el método riguroso de cálculo del simulador. Es decir, el modelo matemático obtenido planteando los balances de materia y energía con alto grado de complejidad. Resulta en un sistema de ecuaciones implícitas. Se diseñó a partir del modelo ideal: flujo ideal y corrientes que alcanzan el equilibrio. Para cada una de las torres se definieron todos los parámetros tal de cumplir con cero grados de libertad en cada columna.

Luego de plantear los esquemas de las tres torres de destilación, se ingresaron los datos de la corriente de alimentación (Capítulo 5):

Alimentación a columna 1

Temperatura: 30°C
Caudal: $3,02 \cdot 10^5$ kg/h
 $w_{\text{etanol}} = 0,055$

Para cumplir con los cero grados de libertad que necesita el sistema, se debía ingresar dos especificaciones en cada columna, además del plato de entrada de cada alimentación. Se indicó lo siguiente:

Columna 1 y 2 → Relación de reflujo y fracción másica de etanol en destilado

Columna 3 → Relación de reflujo y fracción de solvente en el residuo

Para el caso de la relación de reflujo, se la fue modificando hasta obtener convergencia y a continuación se mostrará el impacto de esta relación. Para el caso de la fracción másica de etanol en destilado, en la primera torre se indicó la composición cercana azeotrópica (0,96 en masa) en el destilado (0,94 en masa), en la segunda el requerimiento al cual se quería llegar

($w_{\text{etanol en destilado}} = 0,99$) y en la tercer columna se indicó que la fracción de etilenglicol en el residuo sea 0,998 para una máxima recuperación de solvente por fondo.

Además, se indicó la temperatura del solvente. Si se ingresaba con una temperatura muy elevada, se disminuye el calor del re-evaporador pero aumentaba notablemente el del condensador y la relación de reflujo de la torre para poder mantener el requerimiento de etanol en la salida. Por otro lado, si se elegía una temperatura muy baja, se necesitaba mucha energía en el re-evaporador y además plantear un intercambiador de calor para disminuir la misma antes de su entrada. Se buscó una temperatura intermedia, y que pueda ser soportada por una bomba para impulsar el fluido. Para ello se miró en catálogos y se eligió así 120°C de ingreso a la segunda torre. Para esto, como se mencionó anteriormente, se plantea que el residuo de la tercer columna pase por un intercambiador de calor que lo lleve a esta temperatura deseada antes de entrar a la torre extractiva. Por otro lado, se agrega una corriente de solvente de reposición también a 25°C y 1 atm que se mezcla con el reciclo previo ingreso a la columna. Como se añade el solvente de reposición a 25°C y el de reciclo está a 120°C, se realizó el mezclado adiabático de ambas corrientes para ver la temperatura de ingreso final del solvente total a la segunda torre. Se hizo esto de forma manual, ya que Unisim solo permite la mezcla de corrientes de igual temperatura. Luego:

Corriente 1: Solvente de reposición

$$W1 = 30 \text{ kg/h}$$

$$T1 = 25^\circ\text{C}$$

$$Cp1 = 2614,5 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$$

Corriente 2: Solvente reciclado

$$W2 = 35.090 \text{ kg/h}$$

$$T2 = 120^\circ\text{C}$$

$$Cp2 = 2614,5 \text{ J/kg}^\circ\text{C}$$

Se sabe que $Q1 = -Q2$ en condiciones adiabáticas, y que además $Q = W Cp \Delta T$

Por lo tanto:

$$W1 Cp1 (Tf - T1) = -W2 Cp2 (Tf - T2) \quad (\text{Ecuación 6.1})$$

Siendo Tf la temperatura final de la mezcla, correspondiente a la de ingreso del solvente total a la torre

Resolviendo la Ecuación 6.1 se halla una temperatura final de 119,92°C

Se tomó como parámetro lo siguiente para la optimización del proceso:

- Minimizar consumo de energía
- Presión atmosférica para evitar degradación y además evitar grandes costos operativos
- Reciclo máximo de solvente, de forma tal de tener un bajo caudal de solvente de reposición

Tabla 6.1: relación de reflujo, caudal de etanol y calor del re-evaporador en torre 1.

TORRE 1		
Relación de reflujo	Caudal etanol destilado (kg/h)	Q evap (kJ/h)
6	16620,4	1,683E+08
5	16620,0	1,515E+08
4,3	16615,0	1,375E+08
4	16613,0	1,340E+08
3,8	16610,0	1,314E+08
3,6	16606,0	1,280E+08
3,4	16599,0	1,246E+08
3,2	16586,0	1,212E+08
3	16562,0	1,177E+08
2,8	16501,0	1,141E+08
2,6	16214,0	1,096E+08
2,52	15140,0	1,041E+08
2,5	11687,0	9,031E+07

Para todos los casos se observa que si se disminuye el calor a entregar en el re-evaporador, también va disminuyendo la cantidad de etanol recuperado, hasta que cae drásticamente ante relaciones de flujo cercanas a 2,5, no cumpliendo así, a posteriori, el requisito de producción, ya que todo lo que se obtiene en esta torre se destilará luego en la torre extractiva. Se considera así que la caída en el calor no es lo suficientemente importante como para hacer un gran cambio en el consumo de la caldera, con respecto a lo que implica la caída en la producción del producto que fabrica la planta. Por lo tanto, trabajar a relaciones de reflujo más elevadas es la mejor opción aunque el gasto energético sea levemente mayor. Se observa también, que a partir de 4,3 de relación de reflujo, el calor comienza a aumentar notablemente. Por lo tanto, finalmente se decide fijar 4,3 como relación de reflujo, la cual corresponde a 16.615 kg/h de etanol por destilado. El calor del re-evaporador es de $1,375 \cdot 10^8$ kJ/h.

Por otro lado, se varió el caudal de reciclo de solvente, es decir, el residuo de la tercer columna, y se analizó su impacto en la cantidad de solvente de reposición necesario, calculado por el simulador como la cantidad de solvente que se pierde por el destilado de la columna recuperadora, dado que la cantidad de solvente que ingresa en la columna extractiva debe ser constante. Se hizo esto de forma tal de reciclar la máxima cantidad de solvente y así usar el mínimo caudal de reposición. Además, se analizó el consumo de energía que conlleva este reciclo para elegir la mejor alternativa posible. Para el cálculo de esta columna de destilación, se indicó como especificación que la composición másica de solvente en el residuo sea 0,998, como se dijo anteriormente, de forma tal de obtener prácticamente el solvente puro por fondo.

Se llegó a la conclusión de que el cambio de energía consumida no era tan significativa como la variación en la cantidad de solvente fresco a alimentar. Luego, se elige recircular la mayor cantidad de solvente posible. Es decir, se recirculan 35.090 kg/h, y se añadirán 30 kg/h de solvente fresco, lo que equivale a 35.120 kg/h, que es el total de solvente que ingresa a la tercer torre de destilación.

Finalmente, se obtuvieron los resultados expresados en la Tabla 6.1

Tabla 6.2: condiciones operativas del sistema de destilación propuesto.

TORRE 1 30 platos	ALIMENTACIÓN (Plato N°20)	W=3,02*10 ⁵ kg/h T=58,46°C w _{etanol} = 0,055 w _{agua} = 0,945
	DESTILADO	W= 17.680 kg/h T=78,13°C w _{etanol} = 0,94 w _{agua} = 0,06
	RESIDUO	W= 2,845*10 ⁵ kg/h T=100°C w _{agua} = 0,9999
	ENERGÍA	Q _{cond} =8,66*10 ⁷ kJ/h Q _{reb} =1,375*10 ⁸ kJ/h
TORRE 2 30 platos	ALIMENTACIÓN	SOLVENTE (Plato N°3) W _{svte reciclo} = 35.090 kg/h W _{svte reposición} = 30 kg/h W _{solvente total} = 35.120 kg/h T=120°C (sv reciclo) T=25°C (sv reposición) T=119,92°C (sv total) DESTILADO TORRE 1 (Plato N°22)
	DESTILADO	W=16.780 kg/h T=78,11°C w _{etanol} = 0,99 w _{agua} = 0,01
	RESIDUO	T=143,2°C W=36.030 kg/h w _{agua} = 0,025 w _{svte} = 0,975
	ENERGÍA	Q _{cond} = 5,99*10 ⁷ kJ/h Q _{reb} = 6,28*10 ⁷ kJ/h
TORRE 3	ALIMENTACIÓN	RESIDUO DE TORRE 2 (Plato N°10)

10 platos	DESTILADO	T=99,76°C W=924,2 kg/h $w_{svte}=0,032$ $w_{agua}=0,9645$ $w_{etanol} = 0,0035$
	RESIDUO	T=194,4°C W=35.120 kg/h $w_{sv} = 0,9994$ $w_{agua} = 0,0006$
	ENERGÍA	Qreb=1,04*10 ⁷ kJ/h Qcond=4,44*10 ⁶ kJ/h

Se sabe que el etilenglicol es inflamable a partir de los 111°C. Por lo tanto, se tomarán los recaudos necesarios en la manipulación del mismo, ya que su salida de la tercer torre de destilación es a 194,4°C. Por otro lado, como se explicó previamente, se trabaja con un intercambiador de calor que lleva al solvente recirculado a 120°C para su posterior mezcla con el de recuperación y su ingreso a la segunda torre. Se propone que este intercambiador se encuentre lo más próximo a la salida de la corriente de solvente caliente. Además, en ningún momento se alcanza la temperatura de auto ignición del etilenglicol.

6.1.3 ALTERNATIVA AL DISEÑO PLANTEADO

Se plantea otra variante del sistema de destilación para compararla con el esquema tradicional. Para ello, se propone reciclar, además de solvente, el destilado de la columna recuperadora, el cual está compuesto por un gran porcentaje de agua (93,3% p/p) hacia la primera columna. Se halló que el planteo de esta nueva disposición podría mejorar o no el proceso acorde al solvente y la alimentación. Es decir, la elección de la alternativa más conveniente depende fuertemente de la corriente a destilar y las condiciones particulares del proceso. Este esquema presenta como ventaja que se está ingresando a la primera columna una corriente caliente, es decir una fuente de calor que podría traer como beneficio una disminución significativa en el consumo calorífico del re-evaporador, ya que el agente de separación en una destilación es el calor. Pero, por otra parte, se observa que al ingresar una corriente de agua, se crea un efecto contrapuesto con el deseado que es concentrar el etanol. Se analizará esta relación de compromiso para ver cuál es el sistema de torres más conveniente. El esquema es el de la Figura 6.6

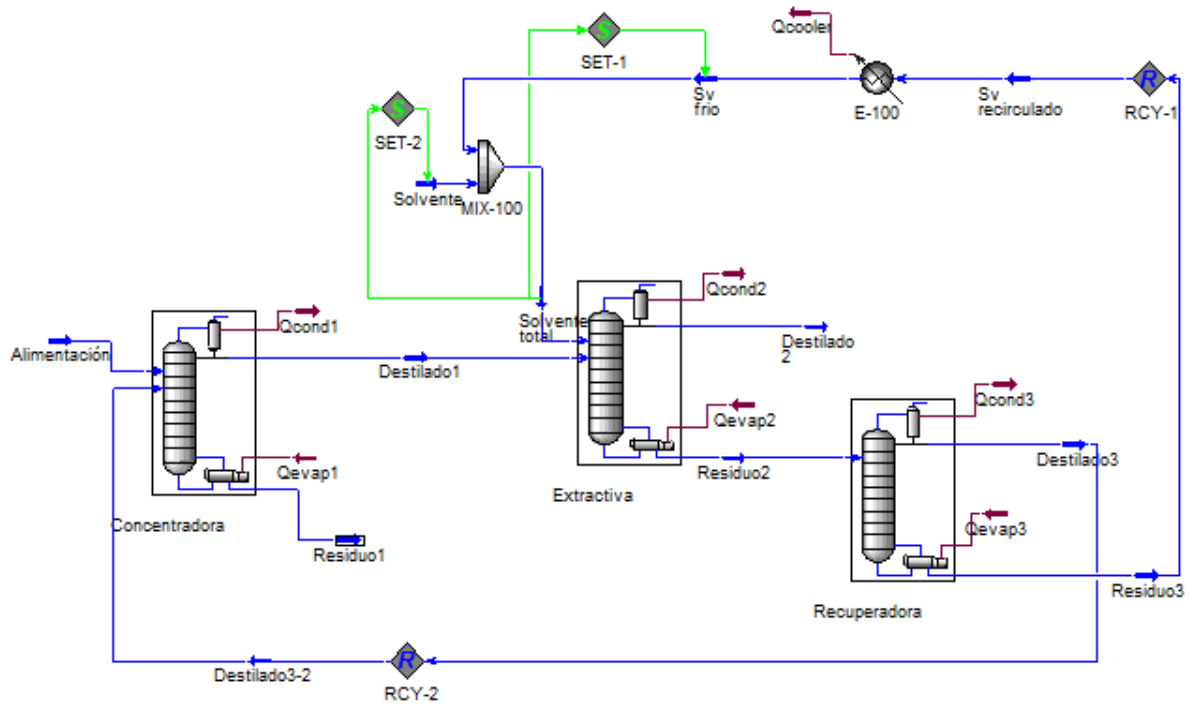


Figura 6.6: esquema destilación extractiva con reciclo de agua

Se plantean para una comparación, las mismas condiciones que en el caso optimizado anterior. Es decir, igual corriente y temperatura de solvente, luego en la primera torre se fija la composición azeotrópica a la salida y para una misma relación de reflujo, se obtiene el mismo flujo de etanol en el primer destilado (16.615 kg/h). En la segunda torre se fija el requerimiento de 99% p/p de etanol en el destilado, y en la tercer columna la especificación de 99,8% p/p de solvente por fondo, y se recicla el mismo caudal de etilenglicol que en el caso anterior. Además se trabaja con torres de igual cantidad de platos que antes (30-30-10), e igual diámetro de torre. Se obtienen así, prácticamente las mismas composiciones que en el caso anterior, las mismas temperaturas y caudales de las corrientes. Se observó una discrepancia en los consumos de energía. Los resultados comparativos energéticos se indican en la Tabla 6.3

Tabla 6.3: comparación energética entre distintas alternativas de separación.

ENERGÍA	
Esquema destilación extractiva tradicional (solo reciclo de solvente) Figura 6.3	$Q_{\text{total reboilers}} = 2,35 \cdot 10^8 \text{ kJ/h}$ $Q_{\text{total condensadores}} = 1,42 \cdot 10^8 \text{ kJ/h}$
Esquema destilación con reciclo de solvente y de agua. Figura 6.6	$Q_{\text{total reboilers}} = 2,45 \cdot 10^8 \text{ kJ/h}$ $Q_{\text{total condensadores}} = 1,52 \cdot 10^8 \text{ kJ/h}$

De la Tabla 6.3 se observa que en el segundo caso, recirculando el agua de la tercer columna, con las mismas condiciones y requerimientos, se consume un 4,3% más de energía en los re- evaporadores, y un 11,3% más de energía de enfriamiento. Es lógico ya que ahora se debe

condensar y evaporar etilenglicol por todo el circuito, además sin ganar nada extra de bioetanol. Por lo tanto, se concluye que para el solvente y corriente de alimentación que se tiene, se utilizará el esquema tradicional de destilación extractiva con reciclo de solvente (Figura 6.3).

6.2 TRATAMIENTO DE CO₂

Como se indicó en el Capítulo 5, se tiene una corriente gaseosa de salida del fermentador la cual está compuesta por etanol, agua y CO₂ como se muestra en la Tabla 6.3.

Tabla 6.4: composición total de ambas efluentes gaseosos de los dos fermentadores en serie.

Corriente gaseosa	Caudal= 22.570 kg/h $w_{\text{agua}} = 0,021$ $w_{\text{etanol}} = 0,011$ $w_{\text{CO}_2} = 0,968$ $T = 30^{\circ}\text{C}$
-------------------	--

Se propone tratar la misma para su purificación de forma tal que cumpla los requisitos para su posterior comercialización. Se diseña como una planta separada de la misma, y se abordará este tema en el Capítulo 8.

CAPÍTULO 7: SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

7.1 ESQUEMA GENERAL DE LA PLANTA

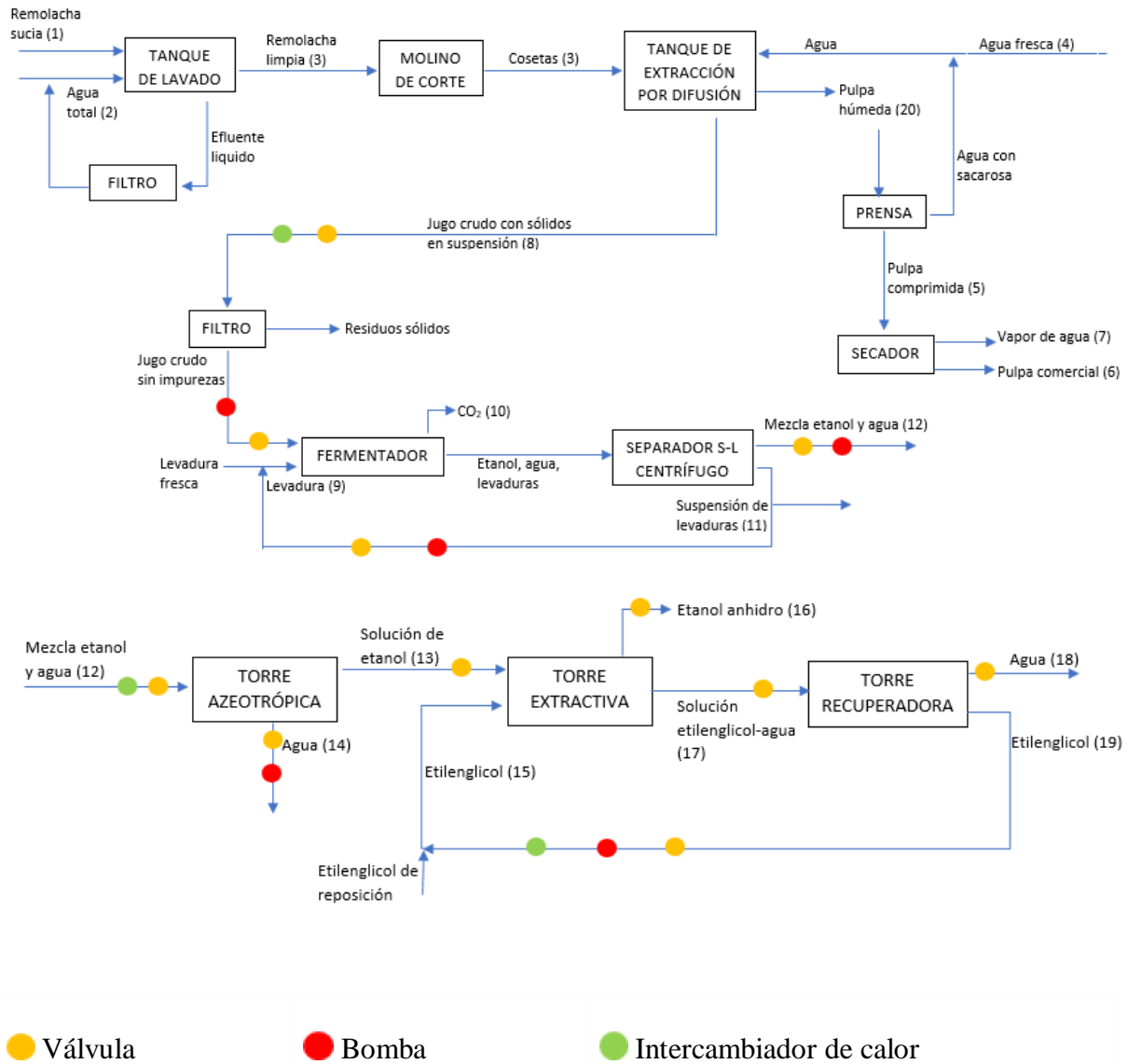


Figura 7.1: estructura general de la planta

Nota: en la figura 7.1 no se muestran las válvulas de los condensadores, re- evaporadores, intercambiador para el enfriamiento del agua de riego, ni las válvulas y bombas de las torres de enfriamiento de agua.

En la Tabla 7.1 se describen las corrientes representadas en el esquema de la Figura 7.1

Tabla 7.1: descripción de las corrientes de proceso.

Nº de corriente	Nombre de corriente	Caudal	Temperatura
1	Remolacha sucia	$3,05 \cdot 10^5$ kg/h	T amb
2	Agua lavado total	$2,29 \cdot 10^5$ kg/h	25°C
3	Cosetas	$3,05 \cdot 10^5$ kg/h	T amb
4	Agua para difusión	$1,3 \cdot 10^5$ kg/h	70°C
5	Pulpa húmeda	60.000 kg/h	T amb
6	Pulpa comercial (seca)	18.000 kg/h	T amb
7	Vapor de agua eliminado en el secado de pulpa	42.000 kg/h	100°C
8	Jugo c/ impurezas = Jugo sin impurezas	$3,7 \cdot 10^5$ kg/h	70°C
9	Levadura ingresante	10.550 kg/h	30°C
10	Corriente CO ₂	22.570 kg/h	30°C
11	Levadura egresante	14.011,2 kg/h	30°C
12	Corriente líquida salida centrífuga = Corriente ingreso primer torre	$3,02 \cdot 10^5$ kg/h	58,46°C
13	Destilado torre 1	17.680 kg/h	78,13°C
14	Residuo torre 1	$2,85 \cdot 10^5$ kg/h	100°C
15	Solvente (2da torre)	35.120 kg/h	120°C
16	Destilado 2º torre	16.780 kg/h	78,11°C
17	Residuo 2º torre	36.030 kg/h	143,2°C
18	Destilado 3º torre	924,2 kg/h	99,76°C
19	Residuo 3º torre (solvente)	35.120 kg/h	194,4°C
20	Pulpa pre- prensa	159.600 kg/h	T amb

7.2 SELECCIÓN DE MATERIALES

Siguiendo la Figura 7.1, en la primer parte de la planta, es decir, desde el tanque de extracción por difusión hasta el comienzo del tren de destilación se utilizarán cañerías de acero inoxidable 316 para mantener la sanidad del bio-proceso. Es muy importante mantener una higiene en esta zona donde se trabaja con microorganismos, ya que cualquier tipo de contaminación puede llevar a la muerte de los mismos. Se elige el acero inoxidable por ser fácil de limpiar y este tipo en particular es muy resistente a la corrosión y temperaturas elevadas. Además, se colocará este material también en la corriente de etanol proveniente del destilado de la segunda torre (corriente 16) ya que el mismo es corrosivo en su forma anhidra debido a su naturaleza higroscópica. Por otro lado, en el resto de la planta se utilizará cañerías de acero comercial por ser más económicas. Se utilizará cédula 40 para todas las corrientes.

7.2.1 COLOR EN LAS CAÑERÍAS

Todos los colores se eligen de acuerdo a la norma IRAM 2507. Las cañerías se clasifican de la siguiente forma:




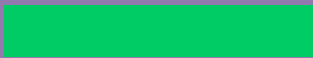
- Cañerías destinadas a conducir productos de servicio (agua, vapor, combustible, etc.).
- Cañerías destinadas a conducir materias primas, productos en proceso y productos terminados.

7.2.1.1 CAÑERÍAS DESTINADAS A PRODUCTOS DE SERVICIO

Las cañerías destinadas a conducir productos de servicio se identifican pintándose en toda su longitud con los colores fundamentales establecidos en la siguiente tabla:

Tabla 7.2: color fundamental de cañería según tipo de servicio

Producto	Color fundamental	
Elementos para la lucha contra el fuego (sistemas de rociado, bocas de incendio, agua de incendio, ignífugos, etc.)	Rojo	
Vapor de agua	Naranja	
Combustibles (líquidos y gases)	Amarillo	
Aire comprimido	Azul	
Electricidad	Negro	
Vacío	Castaño	

Agua fría	Verde	
Agua caliente	Verde con franjas naranja	  

En las cañerías de gran diámetro puede reemplazarse el pintado total por el pintado de franjas del color establecido en la tabla para el producto circundante.

7.2.1.2 CAÑERÍAS DESTINADAS MATERIAS PRIMAS, PRODUCTOS TERMINADOS O EN PROCESO DE FABRICACIÓN

Las cañerías destinadas a conducir productos terminados o en proceso de fabricación que sean inofensivos para la seguridad personal se identifican pintándolas de color gris en toda su longitud, cualquiera sea el producto que conduzcan.

Las cañerías destinadas a conducir materias primas, productos terminados o en proceso de fabricación que sean peligrosos para la seguridad personal, se identifican en la forma siguiente:

- Color fundamental: Se pintan de color gris en toda su longitud.
- Color secundario: Se pintan sobre el color fundamental franjas de color naranja.

7.2.1.3 FRANJAS

- Las franjas o grupos de franjas se pintan a una distancia máxima de 6 m entre sí, en los tramos rectos, a cada lado de las válvulas, de las conexiones, de los cambios de dirección de la cañería y junto a los pisos, techos o paredes que atraviese la misma.
- Se debe dejar un espacio de aproximadamente 10 cm entre la boca de las válvulas o conexiones y la franja correspondiente y también entre las franjas de un mismo grupo.
- El ancho de las franjas, con relación al diámetro exterior de la cañería, es establecido según la tabla siguiente:

Tabla 7.3: ancho franjas en función del diámetro

Diámetro exterior de la cañería D(mm)	Ancho de las franjas de color A(mm) mínimo
$D < 50$	200
$50 < D < 150$	300
$150 < D < 250$	600
$D > 250$	800

Siguiendo esta norma, se dispondrá lo siguiente: la cañería de servicio que provee al tanque de lavado con agua fría será de color verde. Todos los equipos que precisan potencia eléctrica para su funcionamiento, serán alimentados con los conductores correspondientes dentro de cañerías negras.

En cuanto a las cañerías que conducen el jugo crudo antes del fermentador y la mezcla líquida con etanol luego del mismo serán de color gris. Por otro lado, la corriente gaseosa con dióxido de carbono, también deberá ser de este color al tratarse de una corriente de proceso.

Todas las corrientes de agua de enfriamiento deberán tener cañerías de color verde.

La torre de absorción del etanol con agua se alimenta con agua de servicio que llevará el color verde al igual que la cañería de agua con etanol, ya que sólo contiene trazas de este alcohol y puede ser utilizada como agua de servicio.

A la entrada de la primera torre de destilación se deberá tener cañería color gris, al igual en el destilado del mismo. En el fondo del rectificador, como se trata de agua casi pura y caliente se deberá llevar el color verde con franjas naranjas. En la segunda torre, el ingreso es gris para la mezcla casi azeotrópica de etanol y deberá ser de color gris con franjas naranjas para la entrada del solvente, ya que el etilenglicol puede resultar tóxico. El destilado de esta torre será transportado por una cañería gris ya que se trata del producto terminado y el fondo nuevamente por una gris con franjas naranjas ya que contiene etilenglicol.

En la tercera torre se cuenta con un fondo de cañerías grises con franjas naranjas por tratarse del solvente y el destilado deberá llevar también este color, ya que se trata de agua con trazas de etilenglicol que luego deberá ser tratado.

7.2.2 TAMAÑO DE CAÑERÍAS

Se seleccionará el diámetro de las mismas en función de velocidades recomendadas para fluidos en cañerías y en función del caudal a circular en cada tramo siguiendo el esquema de la Figura 7.1.

Para ello, se toma la velocidad recomendada para fluidos en cañerías y luego de realizar el cálculo para cada diámetro aproximado, se elegirá de tablas la cañería para cada corriente teniendo en cuenta el material para cada una. A modo de ejemplo se realiza el cálculo para una de las corrientes:

La corriente número 8 tiene un caudal de $3,7 \cdot 10^5$ kg/h. para líquidos poco viscosos en succión de bombas se recomienda una velocidad entre 0,3 y 0,9 m/s. Luego se toma un promedio de 0,6 m/s (2160 m/h) como referencia.

$$Q_{\text{volum}} = \text{velocidad} * \text{área} \quad (\text{Ecuación 7.1})$$

Siendo:

$$Q_{\text{volum}} = 3,7 \cdot 10^5 \text{ kg/h} / \rho_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$\text{área} = \pi/4 * D_{\text{in}}^2$$

D_{in} el diámetro interno de la cañería

Se aproxima la densidad a la del agua como se ha hecho en capítulos anteriores, ya que es muy similar a la del jugo crudo y además este cálculo no requiere de exactitud.

Luego, se halla un área de $0,1713 \text{ m}^2 \rightarrow D_{\text{in}} = 0,467 \text{ m} \approx 18,4 \text{ in}$

La cédula en los tubos de acero se refiere a la medida del grosor o espesor del tubo que forma parte de una tubería. Al mismo tiempo, la cédula dependerá del uso que se le vaya a dar a la tubería, del material que vaya a transportar y la intensidad y frecuencia de dicho transporte.

Los espesores de la tubería están normalizados según la norma ASME B36.19M en un N° Schedule (SCH) y éste puede ser en aceros inoxidables: 5S, 10S, 40S y 80S. Para diferenciar el inoxidable con la cañería de otros tipos de acero se añade una S al N° Schedule. En distintos materiales, los números de cédula no necesariamente coinciden. La cédula 40 es la más utilizada en cañerías para transporte de agua. Como se requiere un diámetro interno de aproximadamente 18 in, de catálogo observamos que para una cédula SCH 40S, el espesor es 0,375 in (9,53 mm) y elegimos entonces aquella de diámetro externo 18 in. Luego, el diámetro interno de la misma será

$$D_{\text{in}} = D_{\text{ext}} - 2 * \text{espesor} = 18 \text{ in} - 2 * (0,375 \text{ in}) = 17,25 \text{ in}$$

Se realiza el mismo cálculo para todas las cañerías de la planta. Para mostrar mejor los resultados, se los plasma en la próxima tabla. En los casos que se tenían caudales similares se seleccionó un mismo diámetro de tubería.

Para el caso de la corriente de levaduras (el caudal reciclado luego de la centrífuga), no se encontró una velocidad recomendada para esos sólidos. Luego, se aproxima la misma como una solución acuosa ($\rho \approx \rho_{\text{H}_2\text{O}}$) pero del rango recomendado se toma el límite inferior para ser conservadores en la elección.

Tabla N° 7.4: dimensiones de las cañerías

Corriente	Caudal	Densidad aprox	Velocidad	Tamaño
Jugo pre y post filtro (antes de la bomba)	$3,7 \cdot 10^5$ kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40S DN= 18 in D _{ext} =18 in D _{in} = 17,25 in
Jugo (después de la bomba)	$3,7 \cdot 10^5$ kg/h	1000 kg/m ³	2,1 m/s	SCH 40S DN= 10 in D _{ext} = 10,75 in D _{in} = 10,02 in
Agua para difusión	$1,3 \cdot 10^5$ kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40S DN= 12 in D _{ext} =12,75 in D _{in} =12 in
Vapor de agua	42.000 kg/h	0,6 kg/m ³	12 m/s	SCH 40S DN=56 in D _{ext} = 56 in D _{in} =55,25 in
Levadura reciclada	49.000 kg/h	≈ 1000 kg/m ³	0,3 m/s	SCH 40S DN= 10 in D _{ext} = 10,75 in D _{in} = 10,02 in
CO ₂	22.570 kg/h	1842 kg/m ³	19 m/s	SCH 40S DN= ½ in D _{ext} =0,84 in D _{in} =0,622 in
Corriente ingreso primer torre (pre-bomba)	$3,02 \cdot 10^5$ kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40 DN= 18 in D _{ext} = 18 in D _{in} = 17,25 in
Corriente ingreso primer torre (post-bomba)	$3,02 \cdot 10^5$ kg/h	1000 kg/m ³	2,1 m/s	SCH 40 DN= 10 in D _{ext} = 10,75 in D _{in} = 10,02 in
Destilado torre 1	17.680 kg/h	1000 kg/m ³	2,1 m/s	SCH 40 DN= 2 in D _{ext} = 2,375 in D _{in} = 2,07 in
Residuo torre 1	$2,85 \cdot 10^5$ kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40

				DN= 16 in D _{ext} = 16 in D _{in} =15,25 in
Solvente (2da torre) ≈ Residuo tercer torre (pre-bomba)	35.120 kg/h	1116 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40 DN= 5 in D _{ext} = 5,563 in D _{in} =5,047 in
Solvente (2da torre) ≈ Residuo torre 3 (post-bomba)	35.120 kg/h	1116 kg/m ³	2,1 m/s	SCH 40 DN= 3 in D _{ext} = 3,5 in D _{in} =3,068 in
Solvente de reposición (2da torre)	30 kg/h	1116 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40 DN= 1/8 in D _{ext} = 0,405 in D _{in} = 0,269 in
Destilado 2	16.780 kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40S DN= 4 in D _{ext} =4,5 in D _{in} = 4,02 in
Residuo 2	36.030 kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40 DN= 5 in D _{ext} = 5,563 in D _{in} =5,047 in
Destilado 3	924,2 kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40 DN= 2 1/2 in D _{ext} =2,875 in D _{in} =2,469 in
Agua enfriamiento de jugo pre- fermentador	6,84*10 ⁵ kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40 DN= 30 in D _{ext} =30 in D _{in} =29,25 in
Agua enfriamiento solvente recuperación	1,11*10 ⁵ kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40 DN= 12 in D _{ext} =12,75 in D _{in} =12 in
Agua enfriamiento para agua de riego	3,49*10 ⁵ kg/h	1000 kg/m ³	0,6 m/s	SCH 40 DN= 18 in D _{ext} = 18 in D _{in} = 17,25 in

7.3 SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES

7.3.1 PESADO DE REMOLACHAS

Para asegurarse de que la cantidad de materia prima alimentada al proceso sea la correcta, se debe pesar la misma antes de su almacenamiento. Se definió que la forma más adecuada de hacerlo es pesando los camiones que traen las remolachas desde el campo. La reglamentación de la Ley N° 24.449, en su anexo R, establece: peso máximo 55,5 toneladas (suma entre peso del camión y la mercadería), el largo máximo permitido es 22,4 m y el ancho máximo 2,6 m para la circulación de camiones en el suelo argentino. Teniendo en cuenta esto, se selecciona una báscula electrónica de la marca GaMa modelo San Lorenzo HA-8028 que soporta pesos de hasta 80 mil kilos y es apta para las dimensiones más grandes permitidas de los camiones en el país. Se toma así el criterio conservador, soportando así hasta el camión más pesado y más grande posible que pueda circular por ruta argentina. Su indicador electrónico tiene un consumo energético de 28 W.

7.3.2 TRANSPORTE DE SÓLIDOS

Como primera operación del proceso, se vio la necesidad de transportar las remolachas desde los camiones hasta el depósito de almacenamiento. Para esto se utilizan transportadores de carga como los de la figura que se acoplan a un camión cada vez que este tenga que descargar mercadería.

Luego, se requiere de un sistema adicional para transportar la remolacha desde el depósito hasta el tanque de extracción por difusión, pasando primero por el tanque de lavado y luego por el molino de corte para obtener las cosetas que terminarían dentro del equipo difusor. Para ello se eligió un sistema de transporte por bandas corrugado para garantizar que las hortalizas se trasladen sin amontonarse unas sobre otras y evitar caídas de las mismas. Para cumplir el requerimiento anual de producción de etanol se necesita que 305 t/h de remolacha entren al proceso.



Figura 7.2: transportadora de bandas

7.3.3 LAVADO DE REMOLACHAS Y FILTRO

Las remolachas “sucias” llegan desde el depósito por transporte de bandas hacia el equipo de lavado. El caudal a procesar es 305 t/h. Hay equipos de lavado industriales de distintas capacidades. Se seleccionó un equipo que tiene una capacidad de 1000 t/h y consume 2,5 kW

de la marca Autopack. Este equipo utiliza agua a temperatura ambiente que será recirculada para evitar el uso excesivo de este servicio.



Figura 7.3: lavadora de tubérculos.

Como se muestra en la Figura 7.1, el agua de lavado pasa por un filtro para la retención de tierra, arena y demás impurezas para luego ser recirculada al equipo. La cantidad de agua de lavado total es $2,29 \cdot 10^5$ kg/h como se indica en la Tabla 7.1. Se halla así en catálogo un filtro de arena para la separación de los sólidos. Se elige el modelo YL-SF 2800 que tiene una capacidad de hasta $240 \text{ m}^3/\text{h}$ (se cuenta con $229 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua). El área de filtrado es de $6,15 \text{ m}^2$ y el diámetro del filtro de 2800 mm. No se informa el consumo de energía, pero se halló de otras fuentes que un filtro similar con una capacidad de hasta $100 \text{ m}^3/\text{h}$ consume 20 kW. Luego, se estima linealmente el consumo del mismo: 45,8 kW

7.3.4 MOLINO DE CUCHILLAS

Las remolachas limpias llegan por transporte de bandas hacia la tolva, y luego hacia el molino de corte. Se requiere obtener $3,05 \cdot 10^5$ kg/h de coquetas a partir de remolacha. Para ello, se selecciona el molino de cuchillas en línea de “FiveScail” de operación automática. Se elige el modelo que procesa entre 200-450 t/h, con 2724 kW de consumo para el caudal de sólidos con el que se cuenta.

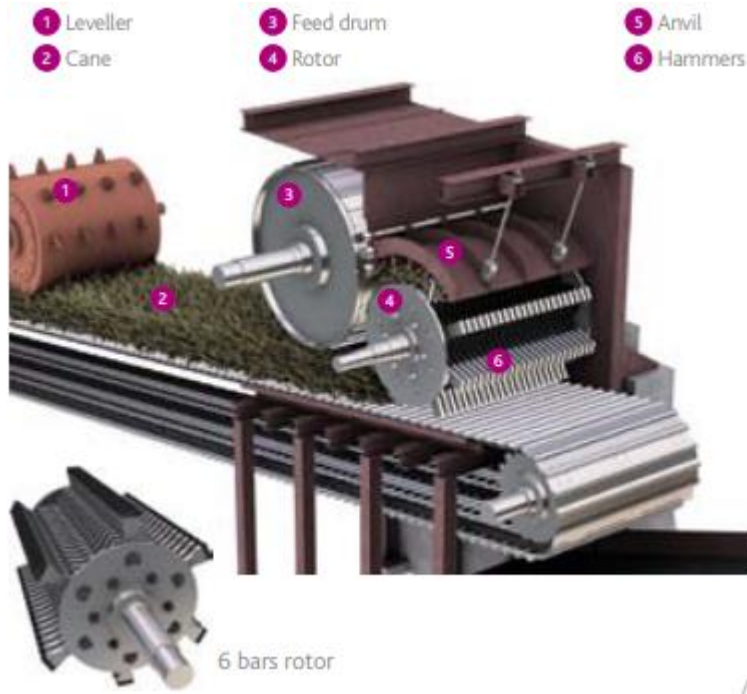


Figura 7.4: molino de cuchillas

7.3.5 EQUIPO DE DIFUSIÓN

Para la obtención de la solución de sacarosa en agua, las cosetas ingresan al difusor mediante transporte por bandas. Se eligió el equipo de extracción acorde a las necesidades del proceso: temperatura de trabajo 70°C y una capacidad de $3,05 \cdot 10^5$ kg/h (cosetas) + $1,3 \cdot 10^5$ kg/h (agua para difusión). Es decir, 435 t/h de capacidad total. Se encontró apropiado el difusor de caña de “FiveScail” de operación automática. Se elige el modelo que soporta entre 150-350 t/h de sólido, ya que la relación de agua de lavado es conocida y ya se contempla en el proceso. Es decir, en las especificaciones del difusor debe elegirse el tamaño acorde a la cantidad de sólidos a procesar únicamente. Luego, el consumo es de 0,2 kWh por tonelada de sólido. Para conocer el consumo real del equipo una vez instalado se hace la conversión sabiendo que 1 kWh equivale a 3.600.000 J

$$\text{Consumo} = 0,2 \text{ kWh/t} * 3.600.000 \text{ J/kWh} * 305 \text{ t/h} * 1\text{h}/3600\text{s} = 61.000 \text{ W}$$

El agua necesaria para este proceso vendrá del residuo de la primer torre de destilación, luego de precalentar la alimentación a la misma. Se explicará más adelante en este mismo capítulo.

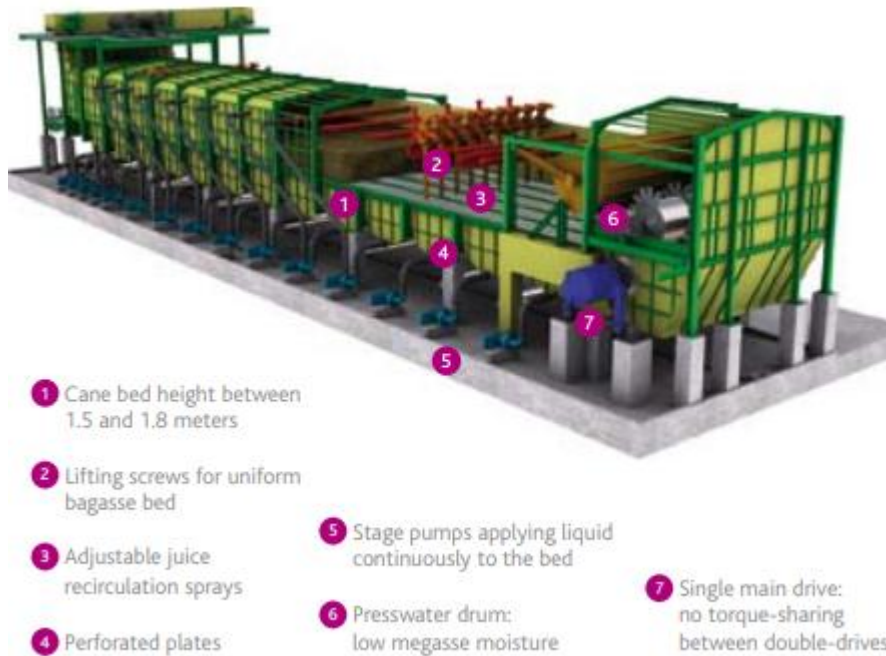


Figura 7.5: equipo difusor

7.3.6 SECADO DE PULPA

Como se indicó en capítulos anteriores, se comercializará la pulpa de la remolacha como alimento para ganado. Para ello, se debe secar la misma hasta obtenerla con un 10% de humedad (en peso). Se utilizará entonces una prensa para llevar la pulpa de un 90% a un 73% de humedad (en peso) y luego se utilizará un secador rotatorio específicamente para pulpa de remolacha que permite alcanzar el nivel de humedad requerido para su venta. Respecto al primer equipo mencionado, se selecciona una prensa neumática de cuba cerrada “PN600 EVOLUTION” que cuenta con una capacidad de 150.000 kg de uva despallada (se hará el análogo a remolacha sin raíces), con un ciclo promedio de 2,5 hs. En las especificaciones de la misma se indica que es continua, por lo que:

$$150.000 \text{ kg} / 2,5 \text{ hs} = 60.000 \text{ kg/h}$$

Admite entonces 60000 kg/h de pulpa húmeda con un consumo de 41 kW de potencia.

Como se tiene entonces un caudal de 159.600 kg/h de pulpa al 90% en peso de agua (Capítulo 5), se necesitarán tres prensas en paralelo. El consumo total será de 123 kW.

Una vez que la pulpa posee 73,4% de humedad (en peso), se lleva a un secador. Se selecciona el modelo “ZKRDΦ3000×25000” con una capacidad entre 30 y 45 t/h con un consumo de potencia de 75 kW. Como se tiene un caudal de 60 t/h de pulpa antes de entrar al secador, se deberán utilizar dos secadoras en paralelo. Luego, el consumo total de estas será de 150 kW.



Figura 7.6: secador de pulpa de remolacha

Del tanque de extracción por difusión se obtiene la corriente de jugo crudo de remolacha con impurezas. Se colocará una válvula mariposa en la línea.

7.3.7 VÁLVULA MARIPOSA

Se determinó que es necesaria una válvula interruptora en la línea con lo cual se seleccionó una válvula mariposa. Este tipo de válvulas además es conveniente ya que toleran pequeñas fracciones de sólidos en suspensión, como se tiene en este caso. Se coloca la misma antes de la bomba y del filtro de mallas.



Figura 7.7: válvula mariposa

Luego, esta corriente líquida pasa por un filtro de mallas para eliminar impurezas remanentes.

7.3.8 FILTRO DE MALLA PREFERMENTADOR

Según lo indicado previamente, se requiere un filtro en el proceso que termine de extraer los restos sólidos que quedan luego de la extracción de la sacarosa de la remolacha. El caudal de la línea es $365 \text{ m}^3/\text{h}$ y se seleccionó un filtro de malla autolimpiante que cumpla este requisito de proceso. Se trata de un filtro de la Serie 2000 de SFT cuyo rango de operación va de 5 a $1250 \text{ m}^3/\text{h}$. Este equipo en particular tiene la ventaja de que no utiliza grandes cantidades de energía en el contralavado y se puede operar con distintos tamaños de malla. Se elige así el modelo “2008” de la serie que soporta caudales hasta $450 \text{ m}^3/\text{h}$. El consumo energético es de 0,37 kW. Este filtro, además, cuenta con una presión mínima de operación de 2 bares.



Figura 7.8: filtro de malla

7.3.9 BOMBA PARA IMPULSAR LA SOLUCIÓN DE SACAROSA

Una vez obtenido el jugo sin impurezas se lo impulsa hacia el fermentador, donde la sacarosa en solución se convertirá en etanol. Se debe impulsar $3,7 \cdot 10^5$ kg/h de jugo hacia el fermentador (altura 23 m). Para lograr que el fluido llegue hasta el tanque se seleccionó una bomba centrífuga de voluta, no autocebante y de una etapa. Es de la marca Grundfos, modelo NK 100-200/203 A2-F-A-E-BAQE. Esta posee un puerto de aspiración axial, un puerto de descarga radial y un eje horizontal.



Figura 7.9: bomba centrífuga.

Según la Figura 7.10 con el caudal de operación es capaz de desarrollar una altura de 41,11 m consumiendo una potencia de 53,58 kW. Si bien los 41 metros de agua son casi el doble de presión necesaria para el ingreso del fluido al fermentador, se considera satisfactoria la presión generada por la bomba ya que el filtro por el que pasa el jugo tiene una pérdida de carga considerable y debe trabajar, como mínimo, a 2 bares de presión.

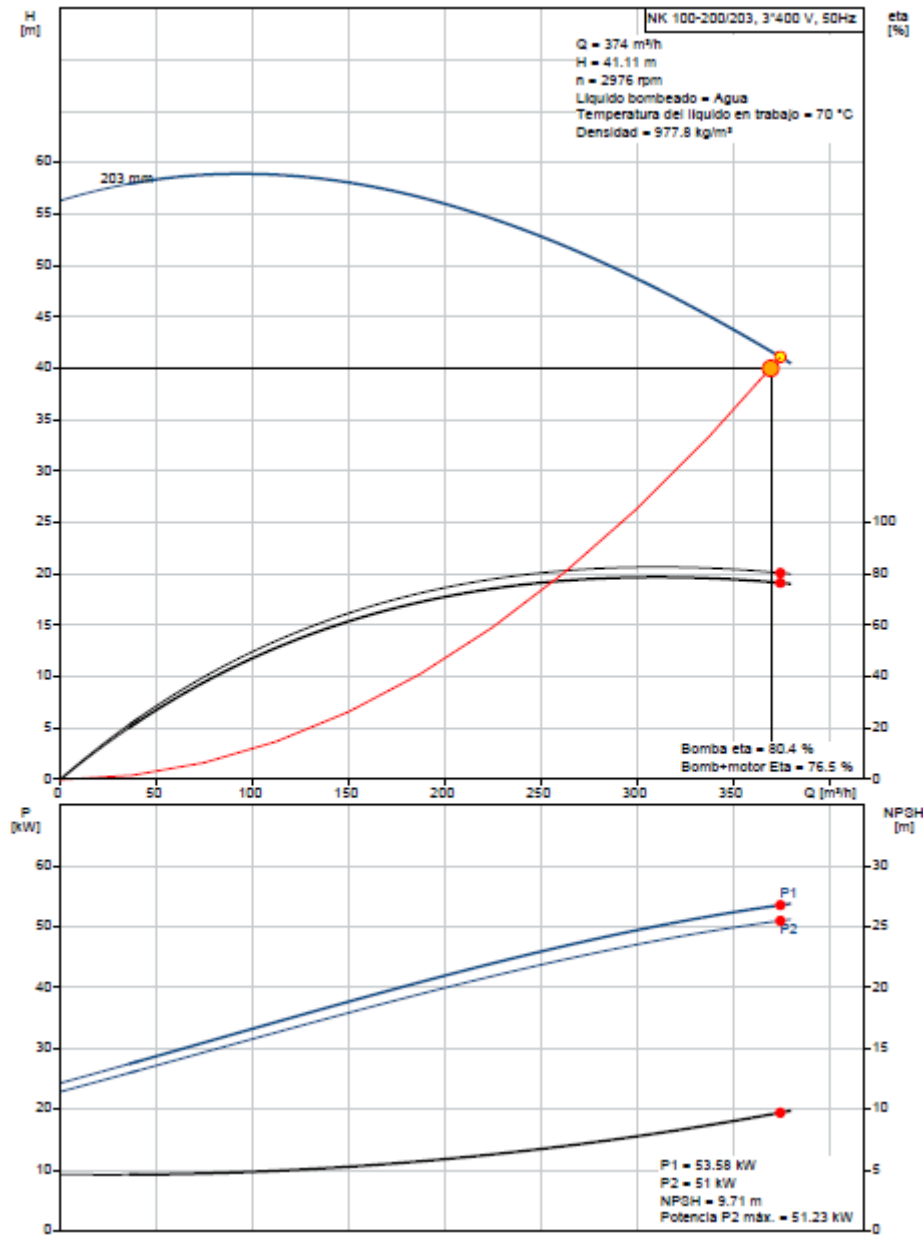


Figura 7.10: curvas características de la bomba modelo NK 100-200/203 A2-F-A-E-BAQE.

7.3.10 VÁLVULAS DE CONTROL Y MEDIDORES DE CAUDAL

7.3.10.1 VÁLVULAS DE CONTROL

La correcta selección de válvulas de control es fundamental para tener un control preciso sobre las diferentes variables de proceso. En el caso particular de la planta de bioetanol se requiere regular 4 corrientes diferentes: el jugo pre-fermentación, el caudal de reciclo de levaduras, la corriente de etanol previa a su purificación en el tren de destilación y el caudal de CO₂ generado en la fermentación.

Para el caso de las levaduras, no es posible utilizar una válvula de control convencional debido al elevado porcentaje de sólidos en suspensión, que podría desgastar la válvula aumentando así los costos de mantenimiento y disminuyendo la capacidad reguladora de la

propia válvula. Por ello, se propone utilizar una válvula pinch de control que posee diversas ventajas, las cuales la convierten en una válvula ideal para regular el caudal de este tipo de corrientes. La regulación se logra a través de la estrangulación de un tubo flexible de elastómero, que posee como ventaja una sección de flujo invariante cuando se encuentra totalmente abierta y un buen sellado cuando se encuentra totalmente cerrada.

Para las otras tres corrientes, se utilizarán válvulas globo. Se opta, para todas, por la utilización de la válvula Mark 100 de Valtek. Esta válvula posee la mayor capacidad de flujo de todas las válvulas globo comparables de su clase. Esta alta capacidad permite lograr los caudales deseados con válvulas más pequeñas y, por lo tanto, de menor costo. Tiene alto rendimiento tanto en líquido como gases por lo cual es apta para las tres corrientes mencionadas.



Mark One

Figura 7.11: válvula globo.

7.3.10.2 MEDIDORES DE CAUDAL

Otro elemento que suele considerarse secundario, pero resulta tener un papel importante en el correcto funcionamiento de los lazos de control, son los medidores. En este caso se centrará el análisis en los medidores de caudal. El medidor de caudal más utilizado debido a su versatilidad, simplicidad y bajo costo es la placa orificio. El mismo corresponde a una placa agujereada que se inserta en la tubería. Midiendo la diferencia de presión entre aguas arriba y aguas abajo del dispositivo se puede obtener indirectamente el caudal circulante. Debido a su simplicidad, se utilizará principalmente para las corrientes de jugo pre-fermentación, CO₂ y etanol antes de su purificación.

Para el caso de las levaduras, por la alta cantidad de sólidos en suspensión, el uso de este tipo de elementos no es aconsejable. Debido a esto, se prefieren utilizar medidores electromagnéticos o ultrasónicos para esta línea.

Se utilizará el medidor FM911 MagFlow Meter for Sludge & Slurries de la empresa RSHydro. El mismo puede medir velocidades de flujo de hasta 12 m/s, siendo muy utilizado en industrias como la del papel, minería y química. El dispositivo genera un campo alternado de pulsos de acuerdo a la ley de Faraday, donde un potencial eléctrico es inducido en un conductor en movimiento a través de un campo magnético.

Por último, para el etanol purificado (anhidro), debido a su corrosividad, se utilizará un medidor ultrasónico no invasivo de FLEXIM. El mismo presenta diversas ventajas con respecto a los medidores tradicionales. El dispositivo puede instalarse en la parte exterior de la tubería, por lo que resulta no invasivo, puede ser colocado y retirado sin interrumpir la operación de la línea, y no entra en contacto con el fluido, evitando posibilidades de corrosión. Si bien poseen un costo superior a los medidores tradicionales, al requerir de un mantenimiento prácticamente nulo y poder ser aplicado en tuberías de cualquier material, tamaño y presión, resulta un medidor ideal para la planta en cuestión

7.3.11 CENTRÍFUGA POST-FERMENTADOR



Figura N° 7.12: separador centrífugo

Para la separación de levaduras de la solución de etanol y agua, se debe utilizar una centrífuga. De esta forma, se puede recircular una parte de las levaduras hacia el fermentador, y llevar la solución líquida hacia el tren de destilación. Se cuenta con un caudal total de $4 \cdot 10^5$ kg/h que ingresan a la centrífuga con etanol, agua, sacarosa y levaduras. Se encontró en bibliografía que las centrífugas del mercado son mucho más pequeñas de tamaño. Luego, se tienen las especificaciones de un equipo con capacidad entre 70-120 m³/h (\approx 70000-120000 kg/h). Como se está realizando una aproximación, se hará una estimación usando cuatro centrífugas en paralelo del modelo es el LW720×2950B, dos centrífugas de 120 m³/h y dos de 80 m³/h. El consumo de cada una es de 190 kW entre el motor principal y el motor trasero para las más grandes y 126,6 kW para las más pequeñas (se interpoló linealmente). Por lo que el total es de 633,2 kW. La velocidad es de 2200 rpm.

El proveedor deja la elección del material al cliente, por lo que se utilizará acero inoxidable 316 para mantener una sanidad en el proceso como se explicó anteriormente.

Para impulsar las levaduras recirculadas hacia el tanque de fermentación se requiere de una bomba.

La parte de las levaduras que no es reciclada, se mezclará con agua destinada a riego, creando así un fertilizante natural para la tierra. Al estar a 30°C y ser un caudal mucho menor al agua de riego, no se requieren enfriamiento adicionales.

7.3.12 BOMBA RECIRCULACIÓN LEVADURAS

Se tienen 49.000 kg/h de levaduras en suspensión que deben ser recicladas hacia el primer fermentador. Se aproxima a la densidad del agua como se ha explicado anteriormente, y es por ende un caudal de $49 \text{ m}^3/\text{h}$. Se necesita llevarlas del fondo de la centrífuga hacia el tanque de fermentación, es decir 23 m aproximadamente. Se busca en catálogo una bomba que soporta fluidos en suspensión en gran cantidad y que tenga más de 23 m de altura desarrollada: se elige así la Grundfos S1.80.100.75.4.50S.S.275.Q.N.D.511 - 96810912, diseñada para efluentes con un caudal máximo de $65 \text{ m}^3/\text{h}$ y una altura desarrollada de 23,3 m. El consumo es de 7,5 kW. Se adjunta el catálogo en anexo A.

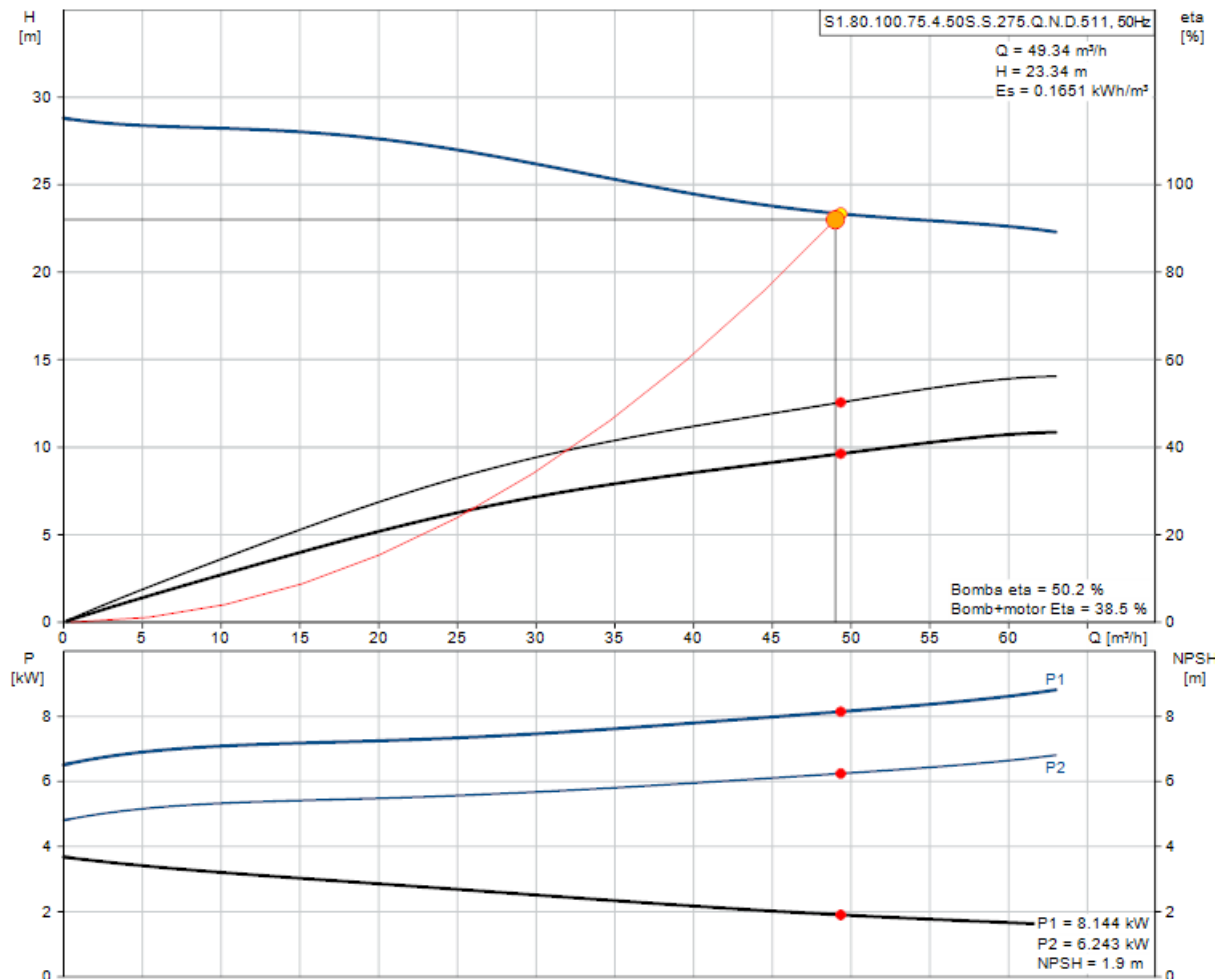


Figura 7.13: curvas características de la bomba S1.80.100.75.4.50S.S.275.Q.N.D.511.

7.3.13 TREN DE DESTILACIÓN

7.3.13.1 BOMBAS

7.3.13.1.1 TORRE AZEOTRÓPICA

Se deben bombear $3,02 \cdot 10^5 \text{ kg/h}$ una altura equivalente a 10 platos (ya que se asume que la mezcla sale por el fondo del fermentador e ingresa en el plato 20 de la torre de destilación) con una altura de plato de 0,55 m. Por lo tanto, se debe bombear 5,5 metros. Como en la

primera torre se alimenta una solución cuya composición es mayoritaria en agua (y 5,5 % en peso de etanol) luego se asume la densidad del agua para obtener un caudal volumétrico. Como la corriente se encuentra a 30°C, la densidad del agua es 996 kg/m³ por lo que se tiene un caudal volumétrico de 303 m³/h. Se obtiene entonces la bomba “NB 150-200/210-158 A-F1-A-E-BAQE - 97839455” de la marca Grundfos (el catálogo de la misma se muestra en el Anexo A como “Bomba D1”). La curva característica se muestra en la Figura 7.14.

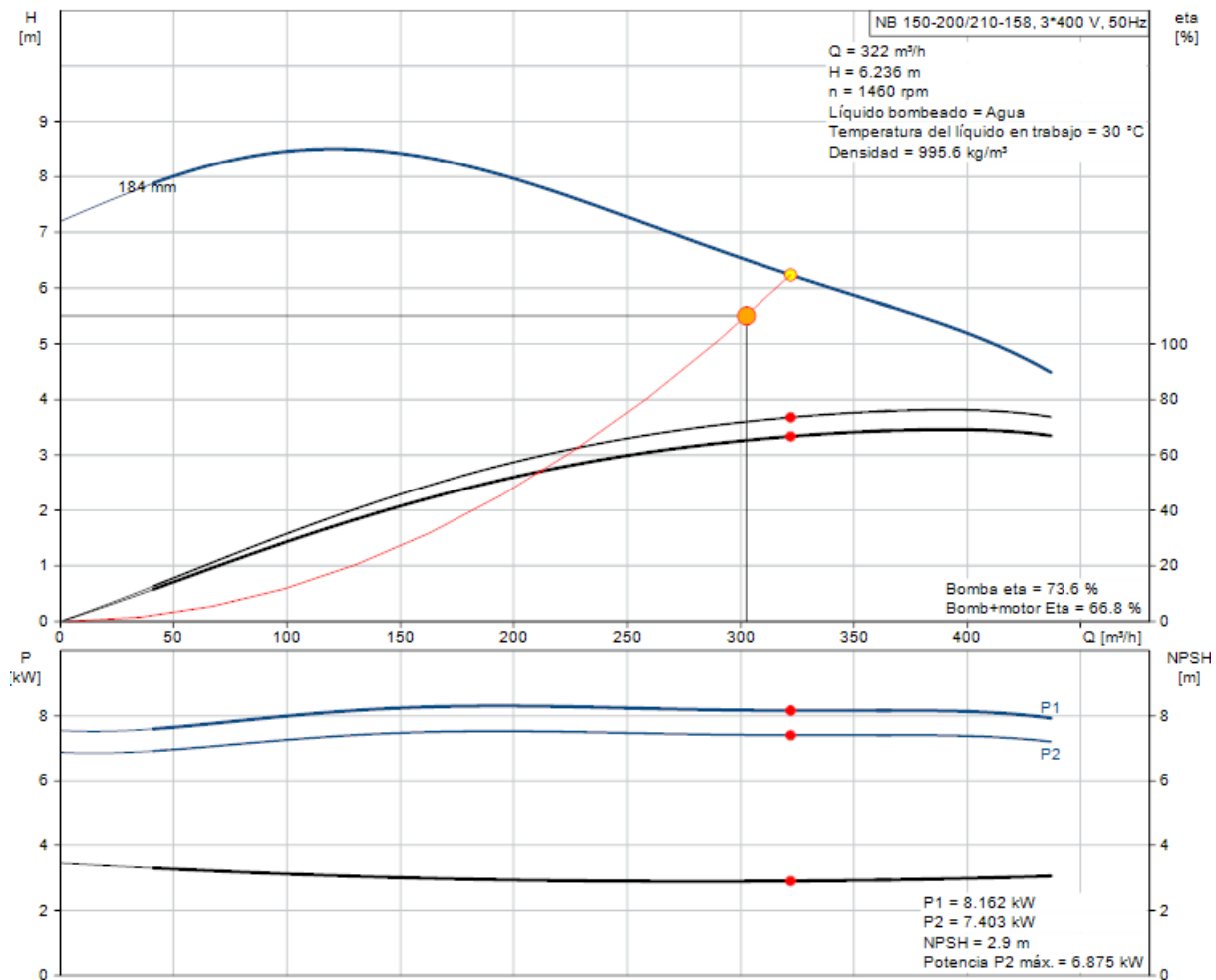


Figura 7.14: curvas características de la bomba NB 150-200/210-158 A-F1-A-E-BAQE - 97839455.

Luego de la bomba y antes de la torre, se encuentra una válvula mariposa (interruptora) Keystone de acero inoxidable que maneja $3,02 \cdot 10^5$ kg/h. Antes de la bomba se elige una válvula de 18” de diámetro y luego una válvula de diámetro de 10”, como se establece en los diámetros de cañerías de la corriente en la Tabla 7.4. Se deben colocar estas válvulas para poder aislar el tramo en caso de reparaciones o mantenimiento.

Luego de la primera torre, la corriente de fondo se utiliza como fluido calefactor para el precalentamiento de la alimentación a la misma torre. Debe haber así una válvula interruptora de acero resistente a la temperatura de la corriente (100°C) luego del re-evaporador que permita un caudal de $2,85 \cdot 10^5$ kg/h. Se selecciona entonces una valvula mariposa Keystone de 16”.

En cuanto al destilado, la temperatura que debe resistir la válvula interruptora debe ser de aproximadamente 78°C y permitir un caudal de 17700 kg/h . El diámetro de la válvula mariposa en esta corriente (y antes de la bomba) será de $2''$ para coincidir con la cañería.

7.3.13.1.2 TORRE EXTRACTIVA

El destilado de la primer torre ingresa a la segunda a una altura inferior (plato 22). Se considera que no es necesario bombear el fluido de una torre a la otra ya que estará impulsado por la diferencia de alturas y las cañerías no introducen una pérdida de carga significativa. En cuanto al solvente, el mismo ingresa desde el nivel del suelo y debe ser bombeado hasta el plato 3 de la tercer torre de destilación. Se cuenta con 35.120 kg/h de etilenglicol a 120°C (densidad 1116 kg/m^3) que deben ser bombeados $14,85$ metros. Se selecciona la bomba “NB 125-250/236 A-F2-A-E-BQQE - 98097357” de Grundfos cuyo catálogo se muestra en el Anexo A como “Bomba D2” y su curva se muestra en la Figura 7.15.

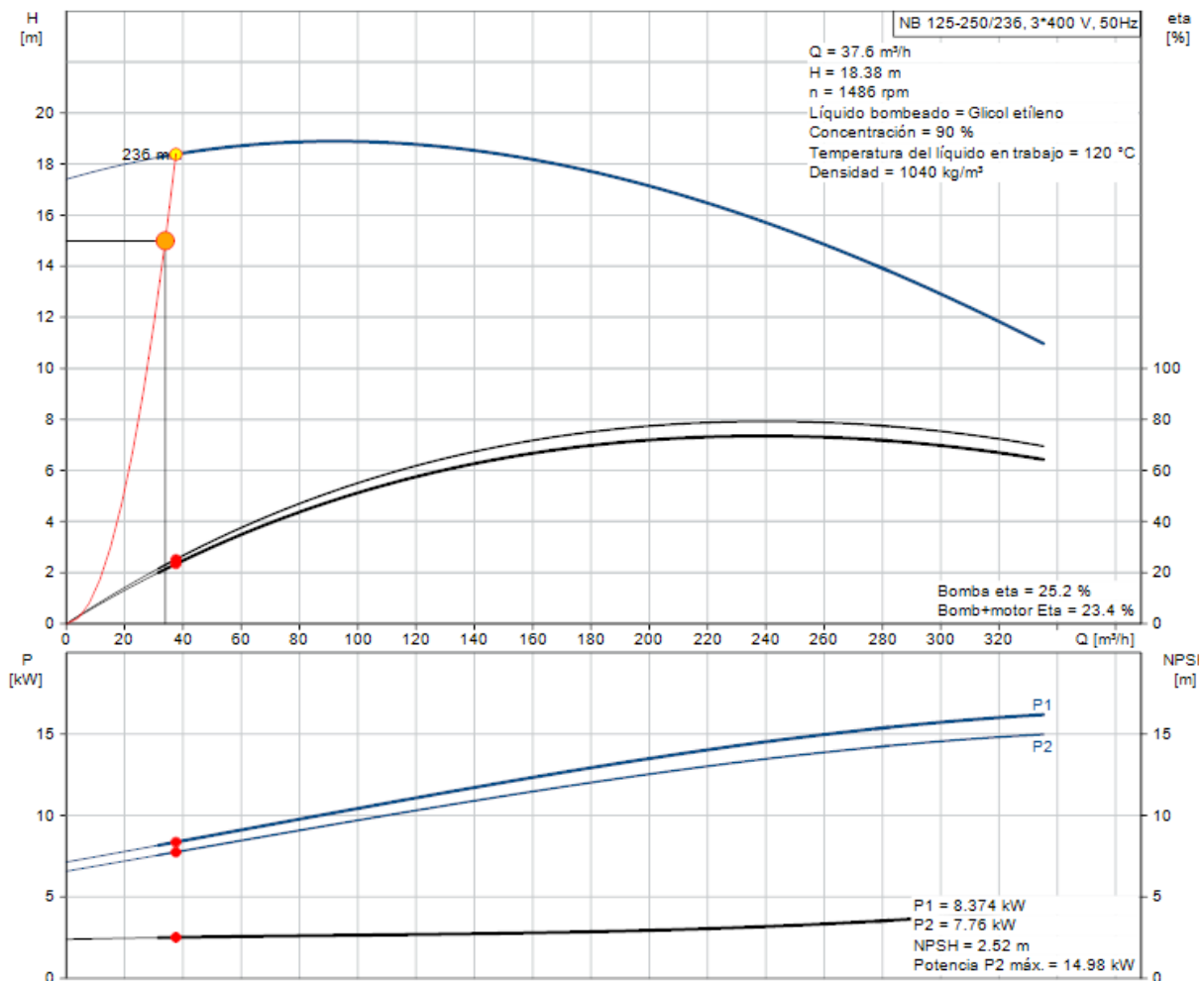


Figura 7.15: curvas características de la bomba NB 125-250/236 A-F2-A-E-BQQE - 98097357.

Luego del proceso de la segunda torre, el producto deseado egresa por el destilado, que tendrá una válvula mariposa Keystone de $4''$ de diámetro. El residuo también tendrá una válvula interruptora pero de diámetro $5''$.

7.3.13.1.3 TORRE RECUPERADORA

Se debe bombear el fondo de la segunda torre hacia la tercera torre, que se alimenta en el plato 10 y corresponde al fondo de la tercera torre, por lo que no es necesaria una bomba en este trayecto.

El residuo de la torre 3 es transportado hacia la torre 2 con la bomba mencionada anteriormente. Antes de la misma, se debe colocar una válvula interruptora que maneje los 35.120 kg/h de etilenglicol con un diámetro de 5" (residuo de la torre 2 y solvente de reposición extraído del tanque de almacenamiento de solvente) a 120°C.

En cuanto al destilado, que es agua con etilenglicol, deberá ser tratado como efluente. Se deberá colocar en la línea de este destilado una válvula mariposa de 2,5".

7.3.14 TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Se propone contar en la planta con tanques de almacenamiento para el solvente de reposición, las levaduras de reposición, la pulpa seca y para el etanol, que se lo almacenará para evitar su evaporación. Para el caso de la remolacha azucarera, como se explicó en el Capítulo 4, se la obtendrá diariamente de la cosecha sin necesidad de tener un stock, de todas formas se plantea un depósito para el almacenamiento de un día del tubérculo. Para el resto de los casos, se consideran 15 días de almacenamiento. Luego, se calcula las capacidades que se necesitarán trabajando 24 hs al día:

Bioetanol: producción 16.780 kg/h (99% p/p) → 6.040.800 kg etanol. Como está en estado líquido (ρ_{EtOH} : 739,6 kg/m³). Luego se deben almacenar 8175 m³ etanol aproximadamente. Se utilizará un tanque esférico de acero de alta calidad, con capacidades de hasta 10.000 m³.

Solvente de reposición: 30 kg/h → 10.800 kg ($\rho_{\text{etilenglicol}}$: 1037 kg/m³). Se deben almacenar 10 m³ aproximadamente. El etilenglicol será almacenado en acero al carbono, ya que en contacto con el PVC puede extraerle el plastificante al mismo lo que conlleva a endurecimiento y rigidez. Se selecciona así un tanque vertical de hasta 100 m³ de capacidad y que soporta temperaturas entre -19°C y 200°C.

Pulpa: 18.000 kg/h de pulpa seca → 6.480.000 kg de pulpa = 6480 t. Se colocará así un depósito de acero con ventilación. El fabricante informa que se encuentran de hasta 15.000 t.

Remolacha: $3,05 \cdot 10^5$ kg/h → 7320 t. Se tendrá en un depósito de acero con ventilación controlada de igual forma que para la pulpa. Una unidad.

Levaduras reposición secas: 3540 kg/h → 1274,4 t. Se tendrá un tanque de almacenamiento de acero inoxidable. Se hallan los mismos de todos los tamaños hasta 15000 t.

Para el caso del agua, como se localiza la planta en un parque industrial, el suministro de este recurso se considera que no será un problema.

7.4 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

7.4.1 ANÁLISIS PINCH

Para el análisis de la posibilidad de integración energética de la planta, se tomaron todas las corrientes que se tenían que enfriar o calentar. Se decidió no integrar los fermentadores en el proceso energético, sino tratarlos de forma separada. Se muestran en la Tabla 7.5.

Se diferenciaron las corrientes en frías y calientes, se eligieron distintos rangos de temperatura para la agrupación de las mismas, y se calculó la variación de entalpía en kW. Luego, con la ayuda de software se graficaron la temperatura en función de la entalpía para ambas curvas.

Tabla 7.5: requerimientos energéticos para la planta de producción de etanol.

Corriente	¿Enfrío o caliente?	T _{inicial} a T _{final} (°C)	Rango de temperatura (°C)	ΔEntalpía (kW)
Jugo crudo	Enfrío	70 a 30	70 a 30	1800
Condensación de <ul style="list-style-type: none"> ● destilado torre 1 ● destilado torre 2 ● destilado torre 3 	Enfrío	(cambios de estado) 78,14 a 78,13 78,14 a 78,13 102,2 a 99,76	100 a 70	41928
Solvente de recirculación	Enfrío	194,4 a 150	150 a 100	2583
Solvente de recirculación	Enfrío	150 a 120	200 a 150	2583
Re evaporación de <ul style="list-style-type: none"> ● residuo torre 1 ● residuo torre 2 	Caliente	(cambios de estado) 99,9 a 100 105,9 a 143,2	100 a 150	55638
Re evaporación de residuo 3	Caliente	173,7 a 194,4	150 a 200	2889

Como se observa en el gráfico de la Figura 7.16, si se corriera la curva fría hacia la derecha de forma tal que no hubiera un corte entre ambas y que además haya un valor de ΔT mínimo de aproximadamente 10°C en el punto de máxima aproximación, no se observarían zonas en las que estén solapadas ambas curvas. Esto significa que ninguna corriente a calentar y a enfriar pueden intercambiar calor entre sí.

Se deberá trabajar los distintos equipos de la planta de forma separada (con corrientes auxiliares). Para poder utilizar este método de integración energética habría que aumentar algunas temperaturas de las corrientes frías y disminuir las de las corrientes calientes de forma tal de que ambas curvas se solapen y poder utilizar la menor cantidad de corrientes auxiliares para suplir las necesidades energéticas del proceso

Por lo tanto, tanto los condensadores, re- evaporadores, intercambiadores de calor, se tratarán de forma separada.

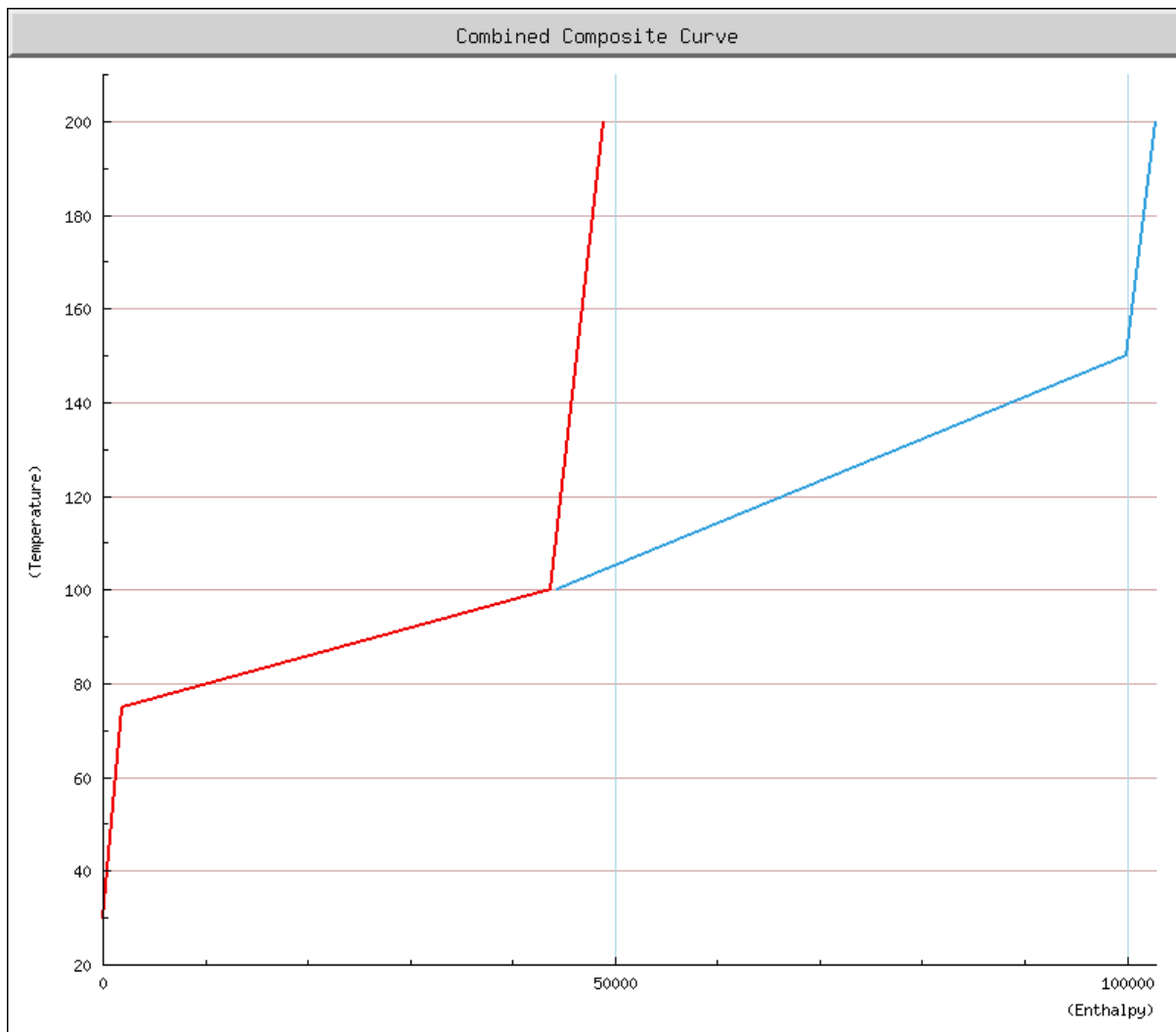


Figura 7.16: gráfico correspondiente al análisis PINCH.

Para aprovechar la energía de ciertas corrientes de la planta se propone trabajar de la siguiente forma: el agua proveniente del residuo de la primer torre de destilación ($T=100^{\circ}\text{C}$) se utilizará para precalentar la alimentación a esa misma torre en un intercambiador de calor. Se halló que de esta forma disminuye el calor del re- evaporador. Luego, ese agua se dividirá en dos corrientes: una hacia el difusor de remolachas ($1,3 \cdot 10^5$ kg/h), y la restante ($1,55 \cdot 10^5$ kg/h) se enfriará para poder proveerla a plantaciones como agua de riego. A su vez, se deben enfriar ambos fermentadores, el jugo pre- fermentador, y el solvente recirculado de la tercera torre de destilación. Para las corrientes a enfriar mencionadas, más los tres condensadores de las torres de destilación, se utilizará agua proveniente de un sistema de enfriamiento adecuado: torre de enfriamiento de agua. Por otro lado, para las corrientes a calentar (re- evaporador) se utilizará vapor proveniente de una caldera.

A continuación se desarrollan los sistemas de enfriamiento- calefacción y los intercambiadores de calor necesarios:

7.5 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO

Para la refrigeración de ambos fermentadores, se propuso en el Capítulo 5 agua a 16°C. Esta es mayor a la temperatura de bulbo húmedo planteada para las peores condiciones (las temperaturas más elevadas y mayor humedad en marzo en Bariloche) por lo que dará una altura de torre finita. Para ello, se plantea el diseño de una torre de enfriamiento que maneje el caudal de agua necesario para estos dos reactores, y tenga un ΔT de 16°C a 27°C.

Para el resto de las corrientes que se deben enfriar en la planta, se plantean dos alternativas:

- Torre de enfriamiento de agua
- Equipo de refrigeración

Se desarrollarán ambos a continuación y se elegirá luego el más conveniente en términos energéticos y económicos para el caso con el que se cuenta.

7.5.1 EQUIPO DE REFRIGERACIÓN

Se tienen tres condensadores (uno por cada columna de destilación), la corriente de solución de sacarosa que ingresará al fermentador (jugo crudo), el solvente proveniente de la torre recuperadora y el agua para riego a las que se les debe disminuir la temperatura. Se necesita un sistema de refrigeración para suplir las necesidades energéticas de los mismos. Este estará compuesto por un compresor, un condensador, una válvula de expansión y un evaporador como se muestra en la Figura 7.17.

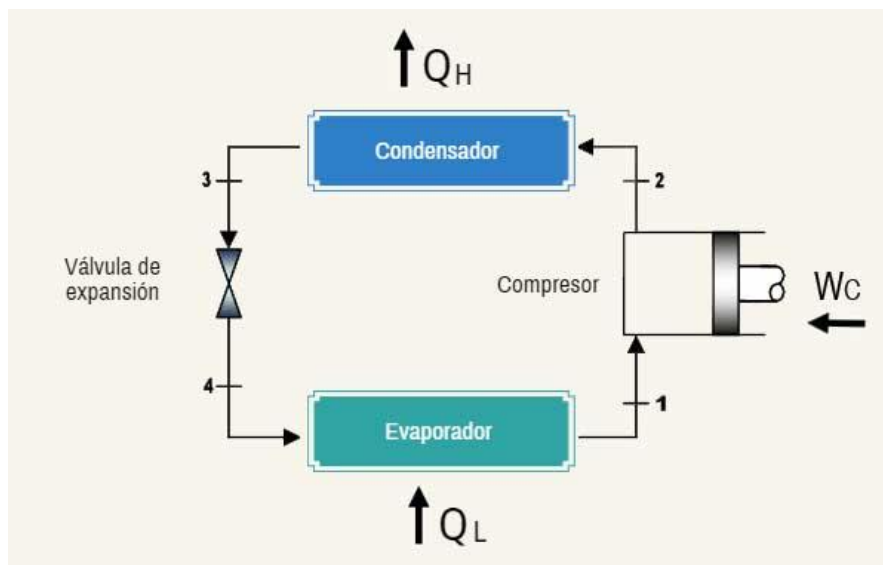


Figura 7.17: esquema sistema de refrigeración

Se plantea un sistema de refrigeración único con la capacidad de satisfacer energéticamente todas las corrientes mencionadas. Para ello se obtuvieron de UniSim el flujo de calor necesario en los de los condensadores, y los restantes sabiendo que $Q = F C_p \Delta T$, siendo F : caudal másico, C_p : capacidad calorífica. Luego conociendo los caudales, C_p e intervalo de temperatura que debe enfriarse o calentarse la corriente se puede conocer su calor.

$$Q_{\text{cond1}} = 2,4 \cdot 10^4 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{cond2}} = 1,67 \cdot 10^4 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{cond3}} = 1232 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{jugo}} = 15.916,7 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{solvente}} = 2591 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{agua riego}} = 8097,2 \text{ kW}$$

La suma de los requerimientos energéticos en estos equipos es 68536,92 kW. En catálogos no se encuentran equipos con tal capacidad de enfriamiento, por lo que a partir de uno más chico se indicarán las características básicas y se estimará el consumo de potencia del mismo. Se halló como máximo un sistema de refrigeración con capacidad de 985 kW con las siguientes especificaciones:

Tabla 7.6: características del sistema de refrigeración

Compresor	Condensador	Evaporador	Refrigerante
Semi cerrado de doble tornillo (uno)	Temperatura=40°C	Temperatura= 2°C	R22

Sistema de seguridad:

- Compresor de protección inversa
- Protector de congelación
- Válvula de seguridad de refrigerante
- Zumbador (chicharra ante alguna falla)
- Manómetro de alta presión y manómetro de baja presión
- Protector de falla de fase de potencia
- Protector de sobrecalentamiento de 7 bobinas
- Auto-interruptor de temperatura
- Protección ante escasez de refrigerante

Se encontró que este sistema tiene un consumo de energía de 198,4 kW. Se estima de forma lineal el valor del equipo que realmente utilizaremos:

$$985 \text{ kW enfriamiento} \rightarrow 198,4 \text{ kW consumo}$$

$$68.536,92 \text{ kW} \rightarrow \mathbf{13.804,8 \text{ kW}}$$

Se considera que el consumo energético del equipo es excesivo, y además se obtendría agua a una menor temperatura de la realmente se necesita, por lo que estaría sobredimensionado. Por ello, se opta por torres de enfriamiento de agua las cuales serán desarrolladas a continuación.

7.5.2 TORRES DE ENFRIAMIENTO DE AGUA

7.5.2.1 TORRE DE ENFRIAMIENTO PARA EL SERPENTÍN DE LOS FERMENTADORES

Como se indicó anteriormente, para el enfriamiento de ambos fermentadores se utilizará agua proveniente de una torre de enfriamiento. Como no se integraron estos equipos en la parte energética, será una torre exclusivamente para los mismos.

Para el cálculo de la altura y dimensiones de la torre de enfriamiento se utilizan las siguientes suposiciones

- Sistema de intercambio agua-aire con un número de Lewis de 1.
- El área de transferencia de calor es igual al área de transferencia de masa.
- El aire está saturado a la salida de la torre.

Además, se utilizan las ecuaciones de diseño

$$Z_{\text{Relleno}} = H_{\text{TOG}} * N_{\text{TOG}} \quad (\text{Ecuación 7.2})$$

Con

$$H_{\text{TOG}} = Gs' / K_Y * a \quad (\text{Ecuación 7.3})$$

Donde

Gs' : caudal de aire seco que ingresa a la torre [$\text{kg} / \text{s m}^2$]

K_Y : coeficiente de transferencia de masa en el gas [$\text{kg} / \text{s m}$]

a : área específica de intercambio de masa de la torre (área de intercambio de masa/ volumen del lecho) en [$1/\text{m}$]

N_{TOG} : número de unidades de transferencia de la torre. Puede calcularse por integración numérica como

$$N_{\text{TOG}} = \int_{H_1}^{H_2} \frac{1}{(H_{\text{eq}} - H)} dH$$

Donde H_{eq} es es la entalpía que se encuentra en equilibrio con cada valor de temperatura de líquido a lo largo de la torre y está dada por la curva de entalpía del aire saturado. También es posible calcularlo gráficamente utilizando la curva de entalpía del aire saturado y la recta de operación de la torre utilizada.

La recta de operación es la relación entre la entalpía del aire (H) y la temperatura del líquido (t_L) que se obtiene del balance de energía entre un punto cualquiera de la torre y el extremo inferior de la misma.

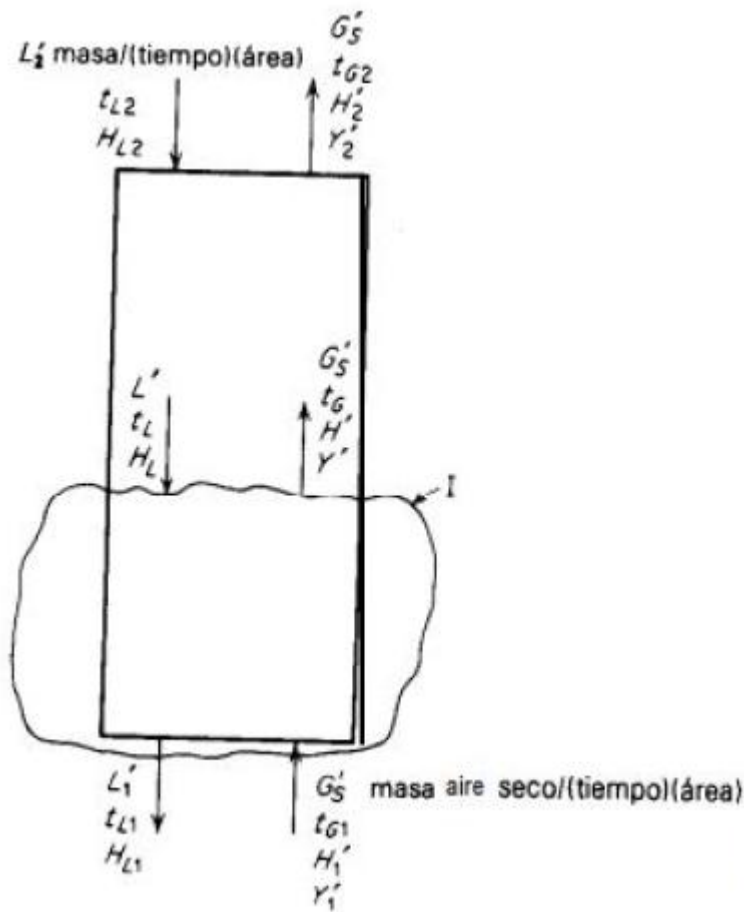


Figura 7.18: esquema de una torre de enfriamiento de agua genérica.

Si se planea el balance de energía en la envolvente representada en la Figura 7.18 se obtiene

$$L_1' \cdot H_{L1} + G_S' \cdot H' = G_S' \cdot H_1' + L' \cdot H_L \quad (\text{Ecuación 7.4})$$

De donde se desprecia la variación de caudal entre L_1' y L_2' y se asume un único caudal L' .

$$\text{Como } H_L = C_{H_2O} \cdot (t_L - t_{\text{referencia}}) \quad (\text{Ecuación 7.5})$$

donde C_{H_2O} es la capacidad calorífica del agua líquida en $\text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$. Por lo tanto, se obtiene

$$H' = H_1' + L' \cdot C_{H_2O} / [G_S' \cdot (t_L - t_{L1})] \quad (\text{Ecuación 7.6})$$

La pendiente de la recta de operación puede calcularse si se conocen los valores H_1' , H_2' , t_{w1} y t_{w2} en los extremos. Los valores de entalpía en el gas se pueden obtener mediante el uso de una carta psicrométrica conociendo los valores de t_{G1} , la humedad relativa del aire circundante a la torre de enfriamiento y t_{G2} . Para la entalpía correspondiente a la salida del gas de la torre, se realiza la suposición de que el aire sale completamente saturado.

Como se aclaró en el Capítulo 4, la planta funcionará de marzo a diciembre (completando los 250 días de producción por año). Por lo tanto, para calcular la entalpía de entrada del aire en

la torre, se debe asumir las peores condiciones posibles. Es por esto, que se asume como temperatura del aire el promedio de las máximas temperaturas en el mes de marzo y el promedio de las máximas humedades en este mes. Entonces, utilizando una temperatura de 17,2 °C y una humedad relativa del 61%, la carta psicrométrica devuelve un valor de entalpía para el aire entrante de 34 kJ/kg de aire seco y una temperatura de bulbo húmedo de 12,5 °C. Es por esto que se decide trabajar con los 16°C de salida del agua de la torre, ya que es 3,5 °C superior a la mínima posible que genera una altura de torre finita.

La temperatura del aire que egresa de la torre depende del caudal de aire utilizado en la misma. Para calcular el mínimo caudal de aire (altura infinita de torre), se debe trazar una línea de operación cuya pendiente sea la máxima, es decir, cuyo extremo superior toque a la curva de equilibrio en la Figura 7.18. Por lo tanto, se obtiene que para una altura infinita de torre, la entalpía correspondiente al aire saturado a la salida de la torre deberá ser 87 kJ/kg.

Teniendo estos datos, se puede calcular con la ecuación 7.4 el caudal de aire necesario en la torre como

$$G_S = L \cdot C_{H_2O} \cdot (t_{L2} - t_{L1}) / (H_2' - H_1')$$

Siendo la relación mínima $(G_S/L)_{Mínima}$ cuando G_S es mínimo y la entalpía es 87 kJ/kg

$$(G_S/L)_{Mínima} = [4,18 \text{ kJ/kg} \cdot (27^\circ\text{C} - 16^\circ\text{C})] / (87 \text{ kJ/kg} - 34 \text{ kJ/kg})$$

$$(G_S/L)_{Mínima} = \mathbf{0,87}$$

Como se utiliza el coeficiente de transferencia de masa ($K_Y \cdot a$) calculado en la Planta Piloto de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata (Anexo A 10), se plantea la misma relación G_S/L utilizada en dicha experiencia para poder extrapolar los datos obtenidos en dicho informe.

Es así que se impone una relación G_S'/L' de 1,7. Este número es mayor al mínimo calculado, por lo que brindará una altura finita de torre.

El caudal de aire en estas condiciones será entonces

$$G_S = 1,7 \cdot 6,53 \cdot 10^5 \text{ kg/h} = \mathbf{1,11 \cdot 10^6 \text{ kg/h} = 308,33 \text{ kg/s}}$$

Se procede a calcular la entalpía del aire que egresa de la torre como

$$H_2' = [L \cdot C_{H_2O} \cdot (t_{L2} - t_{L1}) / G_S] + H_1'$$

$$H_2' = [6,53 \cdot 10^5 \text{ kg/h} \cdot 4,18 \text{ kJ/kg} \cdot (27^\circ\text{C} - 16^\circ\text{C}) / 1,11 \cdot 10^6 \text{ kg/h}] + 34 \text{ kJ/kg}$$

$$H_2' = 61 \text{ kJ/kg}$$

Como el aire a la salida de la torre se considera saturado, luego la temperatura del aire en la misma será la del bulbo húmedo. Mediante un diagrama psicrométrico se puede ver que la temperatura que le corresponde a esa entalpía es de 21°C.

Para calcular el caudal volumétrico de aire húmedo que circula por la torre, se toma el caudal del aire que ingresa de la misma. Por lo tanto, el volumen correspondiente a un 61% de humedad y 17,2°C es de 0,83 m³ mezcla/kg aire seco según el diagrama psicrométrico. Entonces, el caudal volumétrico será

$$Q_G = 0,83 \text{ m}^3 \text{ mezcla/kg aire seco} \cdot 1,11 \cdot 10^6 \text{ kg aire seco/h} = \mathbf{9,213 \cdot 10^5 \text{ m}^3/\text{h}}$$

Se utiliza un $K_Y \cdot a$ de $4,43 \text{ kg/s m}^3$ como se muestra en el Anexo A 10. Para esto, la velocidad del gas debe ser de $2,95 \text{ kg/s m}^2$. Por lo tanto, se calcula el área transversal de torre para obtener esta velocidad.

$$\text{Área}_{\text{Torre}} = 308,33 \text{ kg/s} / 2,95 \text{ kg/s m}^2 = \mathbf{104,5 \text{ m}^2}$$

Se considera una torre de área cuadrada, por lo que la longitud de cada lado de la torre es

$$\text{Lado}_{\text{Torre}} = \mathbf{10,25 \text{ m}}$$

Para hallar la altura necesaria de la torre, se procede a calcular los N_{TOG} de manera gráfica. Para esto, se traza una curva auxiliar cuya distancia sea la misma entre la curva de equilibrio y la curva de operación. Una vez hecho esto, desde el punto 2 se traza la horizontal hasta la línea auxiliar. Se mide la longitud de ésta línea horizontal y se traza una de igual longitud hacia el lado izquierdo. En el extremo de esta recta horizontal, se baja verticalmente hasta la curva de operación. El triángulo así trazado corresponde a una unidad de transferencia. Se realiza lo mismo nuevamente hasta llegar al punto 1, donde finaliza la curva de operación.

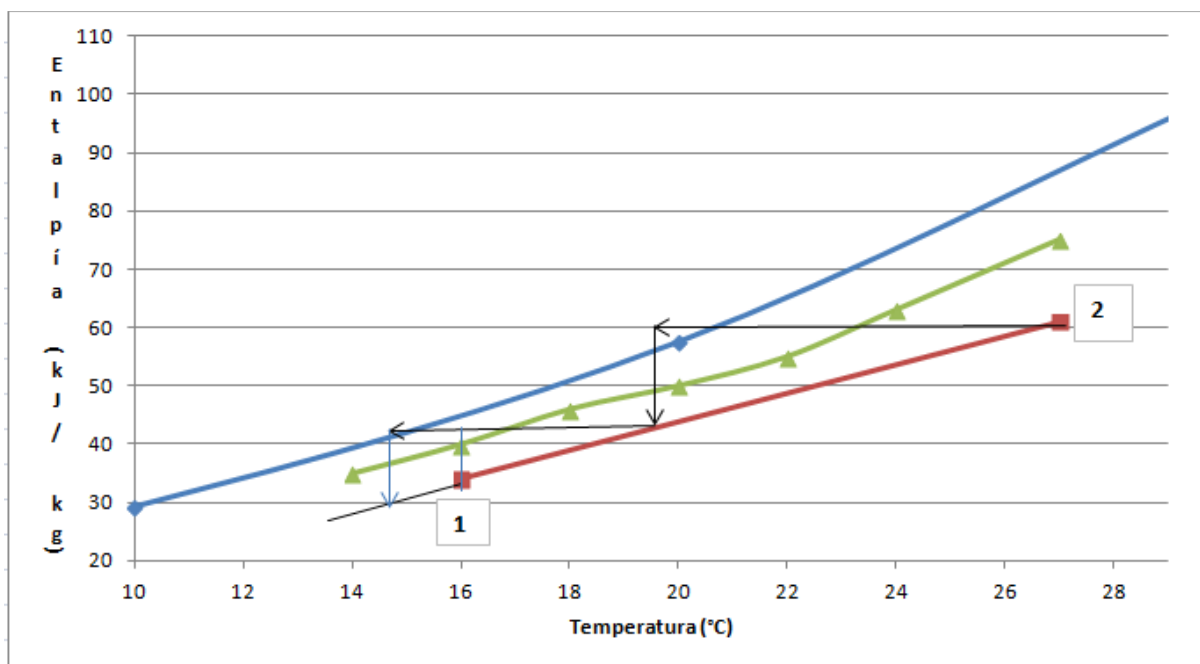


Figura 7.18: cálculo gráfico de los N_{TOG} presentes en la torre de enfriamiento.

Se obtiene así un N_{TOG} de 1,7. En cuanto al H_{TOG} , el mismo depende del relleno de torre y el caudal de aire en la torre. Se utiliza el mismo relleno que el existente en el informe del Anexo A 10 para poder extrapolar el valor del coeficiente de transferencia de masa. Se escoge así el relleno de película de placas Sulzer de PVC. Además, se escoge el relleno de PVC para poder usar las referencias de dimensiones de una de las fuentes citadas en bibliografía, ya que la misma también usa un relleno en láminas de PVC. Una de las ventajas que se pueden mencionar de este relleno es que no sufren de putrefacción como puede suceder con rellenos de madera ni de corrosión como puede pasar en los rellenos de metal. Además, al ser láminas ordenadas poseen menos pérdida de carga que los rellenos desordenados.

Se calcula entonces el H_{TOG} como

$$\mathbf{H_{\text{TOG}}} = G_S / K_Y \cdot a = 2,95 \text{ kg/s m}^2 / 4,43 \text{ kg/s m}^3 = \mathbf{0,67 \text{ m}}$$

Por lo tanto, la altura del relleno de la torre de enfriamiento debe ser:

$$Z_{\text{Relleno}} = 1,67 * 0,67 \text{ m} = 1,12 \text{ m}$$

Sin embargo, además de la altura del relleno, se debe tener en cuenta la altura necesaria para el ingreso del aire debajo del relleno, la altura necesaria después del ingreso del agua por los dispersores y la altura necesaria para la salida del aire desde el relleno al medio ambiente, donde se ubicarán los ventiladores. En la Figura 7.19 se muestra un esquema de las alturas necesarias de la torre. En la misma, “FH” representa la altura necesaria para generar el tiro inducido de la torre, “CH” es la altura que comprenden el relleno y la separación necesaria entre los dispersores y el relleno y “AH” la altura necesaria para el ingreso del aire en la parte inferior de la torre.

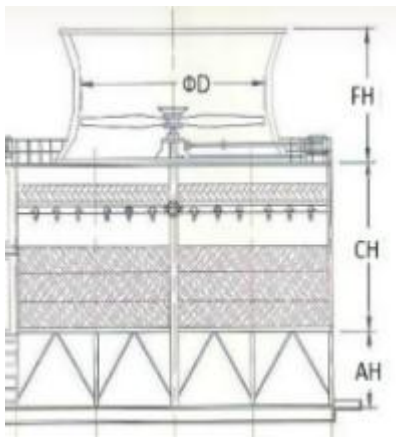


Figura 7.19: distribución de las alturas necesarias en la torre de enfriamiento.

En la fuente citada se puede observar en la tabla de dimensiones que para un caudal de 900.000 m³/h de aire son necesarias una altura ‘FH’ de 3,1 metros, una “AH” de 1,8 metros y una separación entre los dispersores y el relleno de 0,5 metros.

Por lo tanto, la altura total de torre será de

$$\text{Altura}_{\text{Torre}} = \text{Altura}_{\text{Relleno}} + \text{Altura}_{\text{Ingreso aire}} + \text{Altura}_{\text{Separación dispersores}} + \text{Altura}_{\text{Tiro inducido}}$$

$$\text{Altura}_{\text{Torre}} = 6,5 \text{ m}$$

En cuanto a la potencia del ventilador, en la tabla de dimensiones de la fuente citada se menciona la potencia necesaria del mismo para manejar un caudal de 900.000 m³/h. Como el caudal manejado en la presente torre es de 921.300 m³/h, se asume que el valor de tabla es cercano y se incorpora el valor de dicho ventilador al presente diseño. Por lo tanto, se asume una potencia consumida de 45 kW para disponer del flujo de aire necesario.

En cuanto al agua, se debe contar con una bomba que admite un caudal de 6,53*10⁵ kg/h a 27°C y desarrolle una altura de 3,4 m. Se cuenta con la bomba “NK 250-350/266 A1-F-A-E-BAQE - 98737770” capaz de contar con estos requerimientos, cuyas características están en el Anexo A.

Se resumen entonces los parámetros de diseño obtenidos para la torre que provee la refrigeración del sistema de fermentadores.

Altura de torre	Ancho de torre	Relleno	Potencia ventilador	Potencia bombeo agua	Potencia total consumida
6,5 m	10,25 m	Láminas de PVC	45 kW	37 kW	82 kW

7.5.2.2 TORRE DE ENFRIAMIENTO PARA LOS DEMÁS EQUIPOS

Descontando ambos fermentadores, se tienen siete sectores del proceso a enfriar, enumerados en la Tabla 7.7, donde se calcula el caudal de agua de enfriamiento necesaria suponiendo una diferencia de temperatura de 16°C (salida de la torre) a 36°C (ingreso a la torre). No se asume una temperatura de agua mayor ya que esto equivaldría a una mayor pérdida de agua por evaporación en la torre de enfriamiento. Además, se calcula el caudal asumiendo un calor específico del agua de 4,18 kJ/ kg K.

Tabla 7.7: caudales de agua de enfriamiento necesarias.

Corriente a enfriar	Calor a extraer (kJ/h)	Caudal de agua necesario (kg/h)
Condensador torre de destilación azeotrópica	$8,66 \cdot 10^7$	$1,033 \cdot 10^6$
Condensador torre de destilación extractiva	$5,99 \cdot 10^7$	$7,15 \cdot 10^5$
Condensador torre recuperadora de solvente	$4,44 \cdot 10^6$	$5,3 \cdot 10^4$
Enfriamiento del jugo pre-fermentador	$5,73 \cdot 10^7$	$6,84 \cdot 10^5$
Enfriamiento del solvente residuo de la torre recuperadora	$9,3 \cdot 10^6$	$1,11 \cdot 10^5$
Enfriamiento del agua para riego	$2,915 \cdot 10^7$	$3,49 \cdot 10^5$
Enfriamiento etanol	$2,88 \cdot 10^6$	$3,44 \cdot 10^4$

Para lograr el enfriamiento de todas las corrientes mencionadas, se plantean tres torres de enfriamiento (de ahora en más “A”, “B” y “C”) para cubrir las necesidades energéticas. Esto se hace así ya que plantear una o dos torres de enfriamiento significa manejar caudales de agua y aire demasiado grandes con requerimientos de bombas y ventiladores que no se encuentran en la industria. En la Tabla 7.8 se muestran las corrientes manejadas por cada torre.

Tabla 7.8: distribución de caudales refrigerantes en las diferentes torres.

Nombre de la torre	Corrientes que enfría
A	Condensador torre de destilación azeotrópica Condensador torre recuperadora de solvente
B	Condensador torre de destilación extractiva. Enfriamiento del solvente residuo de la torre recuperadora antes del ingreso a la torre extractiva Enfriamiento del etanol
C	Enfriamiento del jugo pre-fermentador. Enfriamiento del agua para riego

7.5.2.2.1 DISEÑO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO “A”

Como en el caso de la torre de enfriamiento del serpentín del fermentador, se asume una temperatura de salida del agua de 16°C y temperatura del aire de ingreso de 17,2°C, 61 % de humedad y una entalpía de 34 kJ/kg.

La temperatura de entrada del agua es 36 °C como se mencionó anteriormente. Para saber la relación $(G_S/L)_{Mínima}$ se debe tocar en el punto 2 de la curva de operación al equilibrio, como se explicó anteriormente. Para una temperatura de salida del agua de 36°C, el valor correspondiente de entalpía del aire saturado es de 140 kJ/kg. Con este valor, se calcula la relación (G_S/L) mínima como

$$(G_S/L)_{Mínima} = [4,18 \text{ kJ/ kg}^\circ\text{C} * (36^\circ\text{C} - 16^\circ\text{C})] / (140 \text{ kJ/kg} - 34 \text{ kJ/kg})$$

$$(G_S/L)_{Mínima} = 0,79$$

Análogamente al diseño de la torre anterior, se escoge la relación G_S/L de 1,7 para la extrapolación del coeficiente de masa obtenido en la Planta Piloto.

Por lo tanto, se tiene un caudal másico de aire

$$G_S = 1,7 * (1,033 * 10^6 \text{ kg/h} + 5,3 * 10^4 \text{ kg/h}) = \mathbf{1,846 * 10^6 \text{ kg/h} = 512,83 \text{ kg/s}}$$

Se calcula entonces la entalpía con la que sale el aire de la torre (suponiéndolo saturado) como

$$H_2' = [L * C_{H_2O} * (t_{L2} - t_{L1}) / G_S] + H_1'$$

$$H_2' = [1,086 * 10^6 \text{ kg/h} * 4,18 \text{ kJ/ kg}^\circ\text{C} * (36^\circ\text{C} - 16^\circ\text{C}) / 1,846 * 10^6 \text{ kg/h}] + 34 \text{ kJ/kg}$$

$$H_2' = 83 \text{ kJ/kg}$$

Se toma el volumen del caudal de aire en el ingreso de la torre.

$$V_H = 0,83 \text{ m}^3 / \text{kg de aire seco}$$

Por lo tanto, el caudal volumétrico de gas es

$$Q_G = 1,53 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{h}$$

En la Figura 7.20 se observa el cálculo del N_{TOG} de la torre, el cual se calcula con el procedimiento mencionado anteriormente.

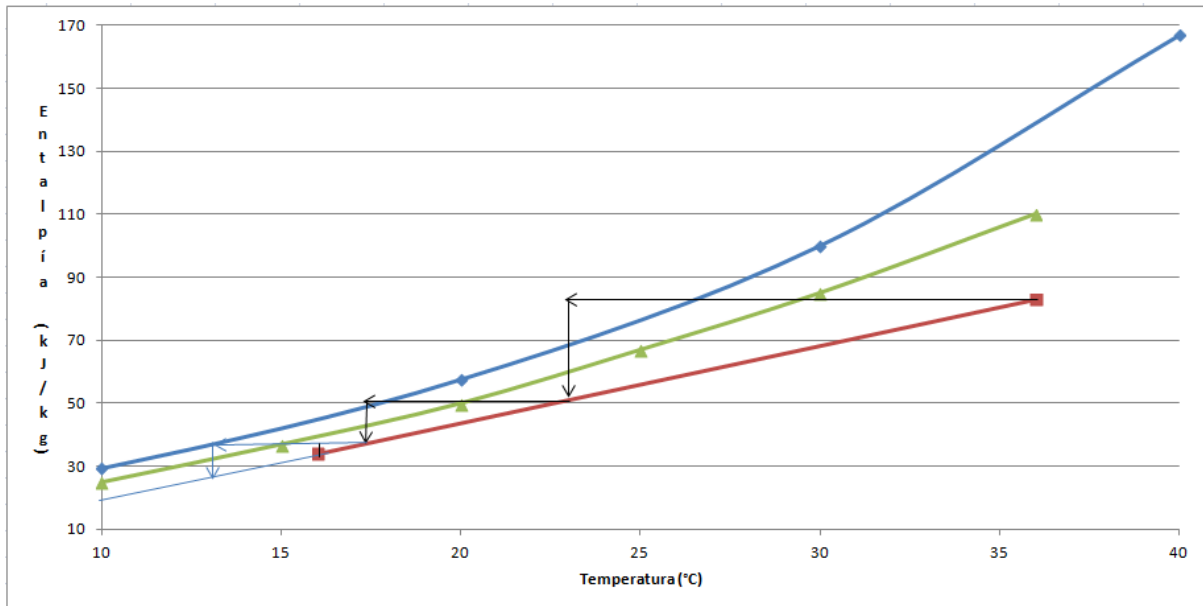


Figura 7.20: cálculo del N_{TOG} de la Torre "A"

Como se puede apreciar en la Figura 7.20 se cuenta con un N_{TOG} de 2,4.

Para utilizar el valor de $K_Y \cdot a$ mencionado anteriormente, se debe tener un caudal de aire de $2,95 \text{ kg/s m}^2$, por lo que se determina el área transversal necesaria para lograr este caudal

$$\text{Área}_{\text{Torre}} = G_S / G_S' = 512,83 \text{ kg/s} / 2,95 \text{ kg/s m}^2 = \mathbf{173,8 \text{ m}^2}$$

Como el área de la torre es cuadrada,

$$\text{Lado}_{\text{Torre}} = \mathbf{13,18 \text{ m}}$$

Como se tiene un $K_Y \cdot a$ de $4,43 \text{ kg/m}^3 \text{ s}$ y un G_S' de $2,95 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$, se cuenta con un H_{TOG} de 0,67 metros.

La altura del relleno entonces será

$$Z_{\text{Relleno}} = 2,4 \cdot 0,67 \text{ m} = 1,6 \text{ m}$$

Se realiza la aproximación de la altura de la misma forma que la torre anterior, para un caudal de aire de $1.750.000 \text{ m}^3/\text{h}$ se tiene un "FH" de 3,8 metros, un "AH" de 2,4 metros y una separación entre los dispersores de agua y el relleno de 0,9 metros. Por lo tanto la altura total será

$$\text{Altura}_{\text{Torre}} = \text{Altura}_{\text{Relleno}} + \text{Altura}_{\text{Ingreso aire}} + \text{Altura}_{\text{Separación dispersores}} + \text{Altura}_{\text{Tiro inducido}}$$

$$\text{Altura}_{\text{Torre}} = 1,6 \text{ m} + 2,4 \text{ m} + 0,9 \text{ m} + 3,8 \text{ m} = \mathbf{8,7 \text{ m}}$$

Para el caudal volumétrico de aire mencionado, se tiene en la tabla de dimensiones de la referencia, una potencia de ventilador de 90 kW, por lo que se asume esta potencia consumida para el tiro necesario de aire.

En cuanto a la bomba de agua, se necesita impulsar 1086 m³/h fluido por 8,7 metros. Se cuenta para esto con la bomba “NK 250-350/318 A1-F-A-E-BAQE - 98737772” de Grundfos, cuyo catálogo se encuentra en el Anexo A.

Resumiendo las dimensiones y potencias de la torre:

Altura de torre	Ancho de torre	Relleno	Potencia ventilador	Potencia bombeo agua	Potencia total consumida
8,7 m	13,18 m	Láminas de PVC	90 kW	54,5 kW	144,5 kW

7.5.2.2.2 DISEÑO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO “B”

Se tienen las mismas temperaturas de agua de entrada y salida que la torre “A”. Por lo tanto, $L = 7,15 * 10^5 \text{ kg/h} + 1,11 * 10^5 \text{ kg/h} + 3,44 * 10^4 \text{ kg/h} = 8,6 * 10^5 \text{ kg/h}$

El punto donde la curva de operación en 36°C toca la curva de equilibrio es análogo a la torre “A”, por lo que la entalpía del aire saturado en este punto será 140 kJ/kg. Se posee entonces la misma relación $(G_S/L)_{\text{Mínima}}$ de 0,79.

Se toma entonces la relación de G_S/L de 1,7 como se explicó anteriormente para utilizar los datos del trabajo mencionado.

Se calcula entonces la cantidad de aire a utilizar

$$G_s = 1,7 * 8,6 * 10^5 \text{ kg/h} = 1,462 * 10^6 \text{ kg/h} = 406,11 \text{ kg/s}$$

Se calcula la entalpía del aire saturado a la salida de la torre como

$$H_2' = [L * C_{H_2O} * (t_{L2} - t_{L1}) / G_s] + H_1'$$

$$H_2' = [8,6 * 10^5 \text{ kg/h} * 4,18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * (36^\circ\text{C} - 16^\circ\text{C}) / 1,462 * 10^6 \text{ kg/h}] + 34 \text{ kJ/kg}$$

$$H_2' = 83 \text{ kJ/kg}$$

Como se puede ver, es la misma entalpía que la torre “A”, ya que se utiliza la misma relación G_S/L , la misma diferencia de temperatura del agua y la misma entalpía de ingreso del aire por el inferior de la torre. Por lo tanto, la curva de operación de la torre “B” será igual a la de la torre “A”, por lo que se cuenta con el mismo N_{TOG} .

Se tiene el mismo volumen húmedo que en la torre anterior, por lo que

$$V_H = 0,83 \text{ m}^3 / \text{kg de aire seco}$$

$$Q_G = 1,213 * 10^6 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para volver a utilizar la correlación mencionada, se utiliza un caudal de aire de $2,95 \text{ kg/s m}^2$, por lo que se calcula el área transversal de la torre

$$A_{\text{Torre}} = G_s/G_s' = 406,11 \text{ kg/s} / 2,95 \text{ kg/s m}^2 = \mathbf{137,7 \text{ m}^2}$$

Tomando una sección transversal cuadrada

$$\mathbf{Lado_{Torre} = 11,7 \text{ m}}$$

Se tiene el mismo H_{TOG} que en las torres anteriores, por lo que la altura de relleno necesaria es

$$Z_{\text{relleno}} = 2,4 * 0,67 \text{ m} = 1,6 \text{ m}$$

Se utilizan los datos de la tabla de dimensiones de la referencia mencionada anteriormente correspondientes al caudal de aire de $1.750.000 \text{ kg/h}$ ya que no se disponen datos para $1.400.000 \text{ kg/h}$ y el valor inmediato inferior $1.200.000 \text{ kg/h}$. Se decide entonces usar el caudal inmediato superior en la dicha Tabla para tomar el criterio más riguroso y tener un margen de error. Por lo tanto, como se tienen las mismas alturas que la torre “A”, se tiene

$$\mathbf{Altura_{Torre} = 8,7 \text{ m}}$$

Se tiene entonces un consumo del ventilador de 90 kW .

En cuanto al caudal del agua, se debe manejar un caudal de $860 \text{ m}^3/\text{h}$ y desarrollar una altura de $8,7 \text{ metros}$. Con la bomba “NK 250-350/266 A1-F-A-E-BAQE - 98737770”, que se muestra en el Anexo A, se cumplen estos requerimientos planteados.

En resumen

Altura de torre	Ancho de torre	Relleno	Potencia ventilador	Potencia bombeo agua	Potencia total consumida
8,7 m	11,7 m	Láminas de PVC	90 kW	35 kW	125 kW

7.5.2.2.3 DISEÑO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO “C”

El caudal de agua que se tiene es

$$\mathbf{L = 6,84 * 10^5 \text{ kg/h} + 3,49 * 10^5 \text{ kg/h} = 1,033 * 10^6 \text{ kg/h}}$$

Se tienen las mismas condiciones de temperatura del agua que en los casos A y B. El punto donde la curva de operación en 36°C toca la curva de equilibrio es análogo a la torre “A” y “B”, por lo que la entalpía del aire saturado en este punto será 140 kJ/kg . Se posee entonces la misma relación $(G_s/L)_{\text{Mínima}}$ de $0,79$.

Se toma nuevamente la relación de G_s/L de $1,7$ como se explicó anteriormente para utilizar los datos del trabajo mencionado.

El caudal de aire entonces es

$$G_s = 1,7 * 1,033 * 10^6 \text{ kg/h} = \mathbf{1,756 * 10^6 \text{ kg/h} = 487,78 \text{ kg/s}}$$

Se tiene el mismo caudal de aire que en el caso de la torre “A”, por lo que las dimensiones de la torre y la potencia consumida por el ventilador serán iguales. También se tiene el mismo caudal de agua, por lo que la potencia de la bomba de agua será también análoga.

Por lo tanto

Altura de torre	Ancho de torre	Relleno	Potencia ventilador	Potencia bombeo agua	Potencia total consumida
8,7 m	12,85 m	Láminas de PVC	90 kW	54,5 kW	144,5 kW

Por lo tanto, si se realiza la suma de las potencias consumidas por los ventiladores y las bombas del sistema total de refrigeración, se tiene que se consume una potencia de **496 kW**.

Comparando este valor con el producido por el equipo industrial de refrigeración (**13805 kW**, valor calculado con bibliografía), se concluye que el uso de torres de enfriamiento para refrigeración en este caso es más económico que el equipo industrial a priori, ya que consume mucho menos de la energía del mismo.

Se debe colocar dos válvulas mariposa en cada torre de enfriamiento (una antes y después de cada bomba). Esto es así ya que se debe tener en cuenta posibles mantenimientos o reparaciones de las bombas, para lo que se debe sacar la misma de la línea y cortar el paso del fluido. Se elige el diámetro de bomba a partir del caudal a circular y velocidad recomendada en cañerías como se realizó en la Tabla 7.4. Para fluido pre-bomba se tomará una velocidad de 0,6 m/s y post-bomba 2,1 m/s. Además se cuenta con los siguientes caudales de agua:

Torre para serpentín de fermentadores: $6,53 * 10^5$ kg de agua/h

Torre A: $1,086 * 10^6$ kg de agua/h

Torre B: $8,79 * 10^5$ kg de agua/h

Torre C: $1,033 * 10^6$ kg de agua/h

Tabla 7.9: diámetros de cañerías en las torres de enfriamiento.

Equipo	Pre-bomba	Post bomba
Torre serpentín	SCH 40 DN= 24 in	SCH 40 DN=14
Torre A	SCH 40 DN=30 in	SCH 40 DN=16 in
Torre B	SCH 40 DN=30 in	SCH 40 DN 16 in
Torre C	SCH 40 DN=30 in	SCH 40 DN=16 in

7.6 CONDENSADORES

Para el cálculo de las áreas de los intercambiadores se consideran equipos en alimentados en contracorriente. Se sigue la nomenclatura que indica la Figura 7.22

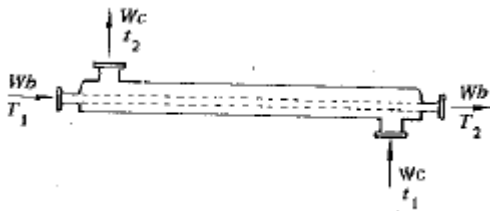


Figura 7.22: representación de un intercambiador en contracorriente.

Se utilizan en todos los casos las siguientes ecuaciones

$$Q = W C_p (T_1 - T_2)$$

$$Q = U A \Delta T_{ML}$$

Con Q: calor intercambiado (kJ/h), W: caudal másico (kg/h), Cp: capacidad calorífica (kJ/kg °C), T1: temperatura de entrada (°C), T2: temperatura de salida (°C), U: coeficiente global de transferencia de calor (kJ/s m² K), A: área de intercambio de calor (m²), ΔT_{ML}: diferencia de temperatura media logarítmica (°C).

Se utiliza el subíndice “h” para indicar que se hace mención al fluido caliente y “c” para el fluido frío.

7.6.1 CONDENSADOR DE LA TORRE AZEOTRÓPICA

El calor necesario para condensar el vapor que sale de la primera torre es

$$Q_{\text{cond1}} = 8,66 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

Para calcular el caudal de agua necesario se hace el siguiente planteo

$$Q_{\text{cond1}} = W_{\text{H}_2\text{O}} C_{p\text{H}_2\text{O}} (t_2 - t_1)$$

$Q_{\text{cond1}} = 8,66 * 10^7 \text{ kJ/h}$	$C_{\text{H}_2\text{O}} = 4,19 \text{ kJ/kg K}$	$t_1 = 16 \text{ }^\circ\text{C}$	$t_2 = 36 \text{ }^\circ\text{C}$
---	---	-----------------------------------	-----------------------------------

Luego

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 1,033 * 10^6 \text{ kg/h}$$

Para hallar el área de este equipo se utiliza la ecuación de diseño

$$Q_{\text{cond1}} = U A \Delta T_{\text{ML}}$$

Se estima un valor de U con los valores propuestos por CAO en su libro para el sistema agua-agua ($U = 1200 \text{ J/s m}^2 \text{ K}$) y el ΔT_{ML} se calcula de la siguiente forma

$$\Delta T_{\text{ML}} = \frac{(78,13 - 36) - (78,14 - 16)}{\ln\left(\frac{78,13 - 36}{78,14 - 16}\right)} = 51,49 \text{ }^\circ\text{C}$$

$Q = 8,66 * 10^7 \text{ kJ/h}$	$U = 4320 \text{ kJ/h m}^2 \text{ K}$	$\Delta T_{\text{ML}} = 51,49 \text{ }^\circ\text{C}$
--------------------------------	---------------------------------------	---

Luego

$$A_{\text{cond1}} = 389,32 \text{ m}^2$$

7.6.2 CONDENSADOR DE LA TORRE EXTRACTIVA

El calor necesario para condensar el vapor que sale de la segunda torre es

$$Q_{\text{cond2}} = 5,99 * 10^7 \text{ kJ/h}$$

Para calcular el caudal de agua necesario se hace mismo planteo que en el caso anterior

$$Q_{\text{cond2}} = W_{\text{H}_2\text{O}} C_{p\text{H}_2\text{O}} (t_2 - t_1)$$

$Q_{\text{cond2}} = 5,99 * 10^7 \text{ kJ/h}$	$C_{\text{H}_2\text{O}} = 4,19 \text{ kJ/kg K}$	$t_1 = 16 \text{ }^\circ\text{C}$	$t_2 = 36 \text{ }^\circ\text{C}$
---	---	-----------------------------------	-----------------------------------

Luego

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 7,15 * 10^5 \text{ kg/h}$$

Para hallar el área de este equipo se utiliza la ecuación de diseño

$$Q_{\text{cond1}} = U A \Delta T_{\text{ML}}$$

Se estima un valor de U con los valores propuestos por CAO en su libro para el sistema agua-solvente orgánico ($U = 825 \text{ J/s m}^2 \text{ K}$) y el ΔT_{ML} se calcula de la siguiente forma

$$\Delta T_{ML} = \frac{(78,14-36)-(78,13-16)}{\ln\left(\frac{78,14-36}{78,13-16}\right)} = 51,49 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$Q=5,99*10^7 \text{ kJ/h}$	$U=2970 \text{ kJ/h m}^2 \text{ K}$	$\Delta T_{ML}=51,49^\circ\text{C}$
----------------------------	-------------------------------------	-------------------------------------

Luego

$$A_{\text{cond}2}=391,7 \text{ m}^2$$

7.6.3 CONDENSADOR DE LA TORRE RECUPERADORA

El calor necesario para condensar el vapor que sale de la tercera torre es

$$Q_{\text{cond}3} = 4,44*10^6 \text{ kJ/h}$$

Para calcular el caudal de agua necesario se hace el siguiente planteo

$$Q_{\text{cond}3} = W_{\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}} (t_2 - t_1)$$

$Q_{\text{cond}3}=4,44*10^6 \text{ kJ/h}$	$C_{\text{H}_2\text{O}}= 4,19 \text{ kJ/kg K}$	$t_1= 16 \text{ } ^\circ\text{C}$	$t_2= 36 \text{ } ^\circ\text{C}$
---	--	-----------------------------------	-----------------------------------

Luego

$$W_{\text{H}_2\text{O}}=5,3*10^4 \text{ kg/h}$$

Para hallar el área de este equipo se utiliza la ecuación de diseño

$$Q_{\text{cond}3} = U A \Delta T_{ML}$$

Se estima un valor de U con los valores propuestos por CAO en su libro para el sistema agua-agua ($U=1200 \text{ J/s m}^2 \text{ K}$) y el ΔT_{ML} se calcula de la siguiente forma

$$\Delta T_{ML} = \frac{(102,2-36)-(99,76-16)}{\ln\left(\frac{102,2-36}{99,76-16}\right)} = 74,64 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$Q=4,44*10^6 \text{ kJ/h}$	$U=4320 \text{ kJ/h m}^2 \text{ K}$	$\Delta T_{ML}=74,64 \text{ } ^\circ\text{C}$
----------------------------	-------------------------------------	---

Luego

$$A_{\text{cond}3}=13,77 \text{ m}^2$$

7.7 ENFRIAMIENTO JUGO PRE-FERMENTADOR

Para la fermentación, se requiere que la corriente de sacarosa llegue a la temperatura de operación, es decir, 30°C . Esta solución viene del proceso de extracción por difusión que se

lleva a cabo a 70°C, por lo que se detectó la necesidad de implementar el uso de un intercambiador de calor. Se seleccionó como fluido refrigerante agua que atravesaría un ciclo cerrado pasando previamente por la torre de enfriamiento diseñada anteriormente.

En primer lugar se calcula el calor a ser extraído de la corriente de proceso

$$Q = W_h C_{p_h} (T_1 - T_2)$$

Se sabe que

$W_h = 3,7 \cdot 10^5 \text{ kg/h}$	$C_{p_h} = 3,8725 \text{ kJ/kg K}$	$T_1 = 70^\circ\text{C}$	$T_2 = 30^\circ\text{C}$
-------------------------------------	------------------------------------	--------------------------	--------------------------

Luego

$$Q = 5,73 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

Para calcular el caudal de agua necesario se hace un planteo similar

$$Q = W_{H_2O} C_{p_{H_2O}} (t_2 - t_1)$$

$Q = 5,73 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$	$C_{H_2O} = 4,19 \text{ kJ/kg K}$	$t_1 = 16^\circ\text{C}$	$t_2 = 36^\circ\text{C}$
------------------------------------	-----------------------------------	--------------------------	--------------------------

Luego

$$W_{H_2O} = 6,84 \cdot 10^5 \text{ kg/h}$$

Para hallar el área de intercambio se recurre a la ecuación de diseño

$$Q = U A \Delta T_{ML}$$

Se estima un valor de U con los valores propuestos por CAO en su libro para el sistema agua-agua ($U = 1200 \text{ J/s m}^2 \text{ K}$) y el ΔT_{ML} se calcula de la siguiente forma

$$\Delta T_{ML} = \frac{(70-36)-(30-16)}{\ln\left(\frac{70-36}{30-16}\right)} = 22,5^\circ\text{C}$$

$Q = 5,73 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$	$U = 4320 \text{ kJ/h m}^2 \text{ K}$	$\Delta T_{ML} = 22,54^\circ\text{C}$
------------------------------------	---------------------------------------	---------------------------------------

Luego

$$A = 588,46 \text{ m}^2$$

7.8 PRECALENTAMIENTO DE LA ALIMENTACIÓN A LA PRIMER TORRE

Como de residuo de la primer torre de destilación se tiene una corriente de agua a 100°C (líquido saturado), se la utilizará para precalentar la alimentación previo ingreso a la primer destilación. De esta forma se logra reducir el calor en el re-evaporador de la misma. Se cuenta con lo siguiente:

Tabla 7.10: comparación de las corrientes intercambiadoras de calor.

Alimentación	Residuo torre 1
$W_c=3,022*10^5$ kg/h $w_{H_2O}= 0,945$ $w_{et}= 0,055$ $t_1=30^\circ\text{C}$ $C_{p_c}= 4,174$ kJ/kg*K	$W_h=2,85*10^5$ kg/h $w_{H_2O}= 0,999$ $w_{et}= 8*10^{-6}$ $T_1=100^\circ\text{C}$ (liq sat) $C_{p_h}= 4,2$ kJ/kg*K

Se plantea así un intercambiador de calor que lleve el agua de $T_1=100^\circ\text{C}$ a $T_2=70^\circ\text{C}$ para poder usar luego la misma (una parte es necesaria) en el proceso de difusión de la sacarosa. Utilizando la nomenclatura de la Figura 7.22

$$Q_h = W_h * C_{p_h} * (T_1 - T_2) = 3,59 * 10^7 \text{ kJ/h}$$

$$3,59 * 10^7 \text{ kJ/h} = Q_c = W_c * C_{p_c} * (t_2 - t_1) \rightarrow t_2 = 58,46^\circ\text{C}$$

Luego, la alimentación entra a 58,46°C al tren de destilación. El agua que sale a 70°C irá una parte hacia el tanque de difusión ($1,3 * 10^5$ kg/h) y otra parte ($1,55 * 10^5$ kg/h) se propone enfriar en un intercambiador y utilizarla como riego.

Luego, como $Q = U A \Delta T_{ML}$

$$\Delta T_{ML} = \frac{(100 - 58,46) - (70 - 30)}{\ln\left(\frac{100 - 58,46}{70 - 30}\right)} = 40,76^\circ\text{C}$$

Utilizando el mismo U que en el intercambiador anterior, de 4320 kJ/h m² °C, se calcula así un área de intercambio de calor

$$A = 203,88 \text{ m}^2$$

7.9 BOMBA RESIDUO TORRE DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA

La misma debe ir del plato 30 (fondo) hacia el plato 20. Luego se necesita impulsarlo 10 platos, de 0,55 m cada uno de altura. Es decir: 5,5 m. Se busca en catálogo una bomba capaz de manejar $2,85 * 10^5$ kg/h de agua a 100°C. Se utiliza la densidad del UniSim para esa corriente de 947,9 kg/m³. Es decir, un caudal volumétrico de 300,66 m³/h. Se selecciona así la bomba Grundfos NK 125-250/262 con una altura desarrollada de 17,78 m, una capacidad de 326 m³/h y un consumo de 19,72 kW. El catálogo de la misma se encuentra en el Anexo A. Las curvas son las siguientes:

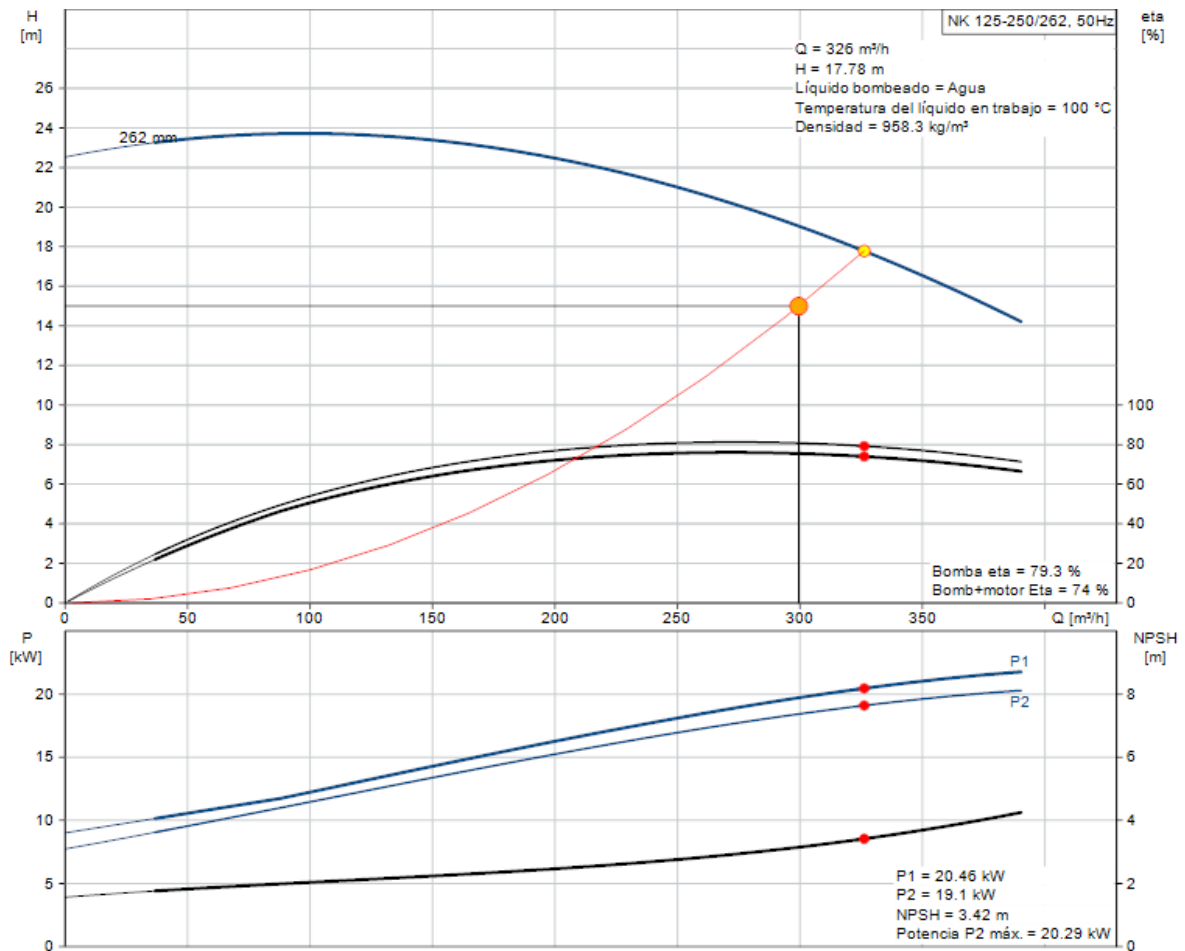


Figura 7.23: curvas características de la bomba NK 125-250/262.

7.10 ENFRIAMIENTO SOLVENTE DE RECUPERACIÓN

Ante la necesidad de recircular el solvente recuperado a la torre extractiva, se deben colocar en la línea equipos como bombas. Como se mencionó en el Capítulo 6, se encontró que 120°C era una temperatura adecuada para tener un flujo de calor aceptable de re-evaporador y condensador, y una baja relación de reflujo para mantener el requerimiento de etanol a la salida en la segunda torre. Además, de que en catálogos el modelo que se necesita resiste hasta 120°C. La corriente de etilenglicol que sale de la torre recuperadora se encuentra a 194,4°C con lo cual se debe disminuir su temperatura 74,4°C.

Se sigue un procedimiento similar al detallado anteriormente

$$Q = W_h C_{p_h} (T_1 - T_2)$$

Se sabe que

$W_h = 35000 \text{ kg/h}$	$C_{p_h} = 3,5766 \text{ kJ/kg K}$	$T_1 = 194,4^\circ\text{C}$	$T_2 = 120^\circ\text{C}$
----------------------------	------------------------------------	-----------------------------	---------------------------

Luego

$$Q = 9,3 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$$

Como el agua que se usará para disminuir la temperatura de esta corriente de proceso proviene de la torre de enfriamiento 36°C-16°C, se cuenta con los datos de temperatura de entrada y salida

$$Q = W_c C_{p_c} (t_2 - t_1)$$

Se sabe que

$Q = 9,3 * 10^6$ kJ/h	$C_{p_c} = 4,18$ kJ/kg K	$t_1 = 16^\circ\text{C}$	$t_2 = 36^\circ\text{C}$
-----------------------	--------------------------	--------------------------	--------------------------

Luego

$$W_c = 1,11 * 10^5 \text{ kg/h}$$

Para hallar el área de intercambio se recurre a la ecuación de diseño

$$Q = U A \Delta T_{ML}$$

Se estima un valor de U con los valores propuestos por Cao en su libro para el sistema agua-solvente orgánico ($U = 500$ J/s m^2 K) y el ΔT_{ML} se calcula como

$$\Delta T_{ML} = \frac{(194,4 - 36) - (120 - 16)}{\ln\left(\frac{194,4 - 36}{120 - 16}\right)} = 129,3^\circ\text{C}$$

Se sabe que

$Q = 9,3 * 10^6$ kJ/h	$U = 1800$ kJ/h m^2 K	$\Delta T_{ML} = 129,3^\circ\text{C}$
-----------------------	--------------------------------	---------------------------------------

Luego

$$A = 39,96 \text{ m}^2$$

7.11 INTERCAMBIADOR DEL AGUA DE RIEGO

Se cuenta con $1,55 * 10^5$ kg/h de agua a 70°C. Se propone enfriar la misma y utilizarla para el riego de los cultivos de remolacha para complementar las precipitaciones del lugar.

Este cultivo requiere, en meses de máxima demanda, de 60 mm de lluvia/semana para crecer. Como se trabaja 250 días al año (35,7 semanas), se necesitaría en ese período de 2142 mm de precipitaciones. Pero, en la ciudad de Bariloche, el promedio de lluvias anuales es de 940 mm. Se plantea así, llevar el agua a 25°C en un intercambiador de calor, utilizado como fluido refrigerante agua proveniente de la torre de enfriamiento.

Luego se cuenta con lo siguiente:

$$Q = W C_p \Delta T$$

$W_h=1,55*10^5$ kg/h	$C_h=4,18$ kJ/kg K	$T_1=70^\circ\text{C}$	$T_2=25^\circ\text{C}$
----------------------	--------------------	------------------------	------------------------

Luego $Q= 2,915*10^7$ kJ/h

Como $Q=U A \Delta T_{ML}$, se estima de bibliografía un coeficiente global de intercambio de calor agua-agua. Se calcula un ΔT_{ML} sabiendo que se tiene el líquido refrigerante a 16°C , hasta 36°C . Entonces:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(70-36)-(25-16)}{\ln\left(\frac{70-36}{25-16}\right)} = 18,81^\circ\text{C}$$

$Q= 2,915*10^7$ kJ/h	$U=4320$ kJ/h m^2 K	$\Delta T_{ML}=18,81^\circ\text{C}$
----------------------	------------------------------	-------------------------------------

$A= 358,73$ m^2

7.12 INTERCAMBIADOR PARA ENFRIAMIENTO DE ETANOL

Se enfriará el etanol producto de la segunda torre de destilación antes de su comercialización. Se venderá el mismo a temperatura ambiente, por lo que se propone llevarlo de $78,11^\circ\text{C}$ a 30°C . El agua de enfriamiento será proveniente de la torre de enfriamiento B:

$$Q = W_{\text{etanol}} C_{\text{etanol}} \Delta T_{\text{etanol}}$$

Se obtienen los datos de la corriente de etanol de UniSim:

$W_{\text{etanol}}=16780$ kg/h	$C_{\text{etanol}}=3,562$ kJ/kg K	$T_1=78,11^\circ\text{C}$	$T_2=30^\circ\text{C}$
--------------------------------	-----------------------------------	---------------------------	------------------------

$$Q = 2,88*10^6$$
 kJ/h

Se calcula entonces el caudal de agua necesario como

$$Q = W_{\text{H}_2\text{O}} * C_{\text{H}_2\text{O}} * \Delta T_{\text{etanol}}$$

$Q = 2,88*10^6$ kJ/h	$C_{\text{H}_2\text{O}}=4,18$ kJ/kg K	$T_1=16^\circ\text{C}$	$T_2=36^\circ\text{C}$
----------------------	---------------------------------------	------------------------	------------------------

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 34397$$
 kg/h

Se estima un valor de U con los valores propuestos por CAO en su libro para el sistema agua-solvente orgánico ($U=500$ J/s m^2 K) y el ΔT_{ML} se calcula como

$$\Delta T_{ML} = \frac{(78.11-36)-(30-16)}{\ln\left(\frac{78.11-36}{30-16}\right)} = 25,52^{\circ}\text{C}.$$

Se sabe que

$Q=2,88*10^6$ kJ/h	$U=1800$ kJ/h m^2 K	$\Delta T_{ML}= 25,52^{\circ}\text{C}$
--------------------	------------------------------	--

Luego

$$A=62,7 \text{ m}^2$$

7.13 CALDERA



Figura 7.24: caldera

La necesidad de la instalación de una caldera en la planta proviene de los requerimientos energéticos de los re-evaporadores de las tres torres de destilación. Como la temperatura más alta se encuentra en el fondo de la tercera columna, luego la temperatura del vapor debe ser mayor a $194,4^{\circ}\text{C}$ para que se genere una fuerza impulsora y haya intercambio de calor.

Se elige entonces que el vapor proveniente de la caldera madre estará saturado a 25 bares (223°C) y alimentará a los intercambiadores de calor de los tres re-evaporadores del tren de destilación. Es una presión un tanto elevada, por lo que se implementarán los sistemas de seguridad necesarios de la caldera. Además, el agua a alimentar la misma debe estar previamente tratada para evitar corrosión, e incrustaciones en el equipo. Para ello, se deberá pasar el agua de alimentación por un filtro, para eliminar toda presencia de sólidos, y luego por una columna de intercambio iónico para el ablandamiento del agua. Finalmente, sí podrá ser bombeada hacia las calderas. El calor total a intercambiar es $2,107*10^8$ kJ/h con lo cual, sabiendo que la entalpía de condensación del agua es $2195,21$ kJ/kg, se deduce que el caudal total de vapor saturado a alimentar al tren de destilación es $95.981,7$ kg/h

Se elige trabajar con dos calderas marca Shong Doin Boiler, modelo SZS50-2.45-Y(Q) acuotubulares que generan 50 t/h de vapor (100.000 kg/h). Este equipo utiliza gas natural como combustible. El consumo total entre las dos calderas es 7756 Nm³/h

Para hallar el consumo energético en watts se realiza el siguiente cálculo teniendo en cuenta el calor de combustión del metano (891 kJ/mol), que es el compuesto en proporción mayoritaria en el gas natural.

$$\text{Consumo} = 7756 \text{ Nm}^3/\text{h} * (1 \text{ atm} / 0,082 \text{ atm m}^3/\text{K kmol} * 273 \text{ K}) * 8,91 * 10^5 \text{ kJ/kmol} * 1\text{h}/3600\text{s}$$

$$\text{Consumo} = 85.805,8 \text{ kW}$$

Se calcula entonces el área de intercambio de calor de cada uno de los reboilers. Los datos de flujo de calor proporcionados por UniSim son los siguientes:

$$Q_{\text{reboiler1}} = 1,375 * 10^8 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{\text{reboiler2}} = 6,284 * 10^7 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{\text{reboiler3}} = 1,04 * 10^7 \text{ kJ/h}$$

Se cuenta con vapor a 223°C, y se estima un U para agua-vapor de agua de 3000 J/s m² K (10800 kJ/h m² K). Se calcula el $\Delta T_{ML} = \Delta T$ de cada uno de los re-evaporadores:

$$\Delta T_{ML1} = \frac{(223-100)-(223-99,99)}{\ln\left(\frac{223-100}{223-99,99}\right)} = 123 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{ML2} = \frac{(223-105,9)-(223-143,2)}{\ln\left(\frac{223-105,9}{223-143,2}\right)} = 97,26 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{ML3} = \frac{(223-173,7)-(223-194,4)}{\ln\left(\frac{223-173,7}{223-194,4}\right)} = 38,01 \text{ °C}$$

Luego

$$A_{\text{reboiler1}} = 103,5 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{reboiler2}} = 59,82 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{reboiler3}} = 25,33 \text{ m}^2$$

7.13.1 ANÁLISIS DE IMPLEMENTACIÓN DE UNA CALDERA DE BIOMASA

Ante la iniciativa de diseñar una planta “verde” se analiza la posibilidad de no utilizar combustibles fósiles, sino materia lignocelulósica o biomasa de descarte de la planta. En una primera instancia uno analizaría la posibilidad de quemar la pulpa que es residuo del proceso de extracción por difusión. Según algunas fuentes el valor energético de los residuos pulposos no es suficiente para alimentar una caldera, por lo tanto, se descarta esta opción y se decide secarla y venderla como alimento de ganado ya que es un sólido rico en fibras celulósicas y carbohidratos.

Se sabe que de la primera torre de destilación se obtiene como residuo una solución de sacarosa diluida en agua que es producto de la sacarosa que no se ha convertido en etanol en

el fermentador. Es así que, si se logra concentrar esta solución hasta una humedad del 40%, se obtendría un fluido viscoso capaz de generar energía mediante su quemado.

Se procede a hacer el balance energético para determinar si esta opción es viable.

En el residuo de la primer torre de destilación se tiene una corriente de 285.000 kg/h de agua con una relación másica de 0,02326 kg/kg H₂O (equivalente a 2,1°Brix), con lo cual se tiene una corriente de 6627,9 kg/h de sacarosa.

Para poder utilizar este residuo como combustible se lo debe concentrar hasta 60°Brix con lo cual la cantidad el agua residual es de 4418,6 kg H₂O/h a la salida del último efecto. Luego, para lograrlo se deben evaporar 280.581,4 kg H₂O/h. Considerando una entalpía de vaporización de 2675 kJ/kg se obtiene que se necesitan proporcionar $7,5 \cdot 10^8$ kJ/h lo que equivale a **208.000 kW**.

El calor de combustión de la vinaza es 3250 kcal/kg vinaza seca. Si la cadera fuera 100% eficiente, el calor que brindaría la combustión de la vinaza es $2,15 \cdot 10^7$ kcal/h lo que equivale a **25.045 kW**

Evidentemente, en estas condiciones no es viable utilizar la combustión de la vinaza para alimentar la caldera ya que se requiere más energía para concentrar la vinaza que lo que la vinaza proporciona.

Finalmente, se decide que la corriente azucarada de 2,1°Brix primero precalienta la alimentación a la primera torre de destilación, luego se enfría y se utiliza parte en el difusor y otra parte como agua de riego como se había planteado anteriormente.

7.13.2 ANÁLISIS DE LA POSIBILIDAD DE CO-GENERAR ENERGÍA

Dado lo descrito en la sección 7.14.1 no es posible generar energía eléctrica a partir de residuos de la planta con lo cual la opción restante es comprarle energía eléctrica a alguna empresa distribuidora de este servicio.

7.14 VÁLVULAS DE LOS INTERCAMBIADORES

En todos los intercambiadores mencionados anteriormente, se colocarán dos válvulas mariposas por intercambiador, del diámetro correspondiente a la cañería del fluido circundante. Como se mencionó anteriormente, esto es para poder aislar el tramo en caso de una reparación o mantenimiento:

Tabla 7.11: diámetros de las válvulas

Corriente	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
DN válvulas	2 in	4 in	2 ½ in	16 in	5 in	3 in	10 in	10 in	18 in	12 in	12 in

Referencias:

A= Condensador 1
 B= Condensador 2
 C= Condensador 3
 D= Re-evaporador 1
 E= Re-evaporador 2
 F= Re-evaporador 3

G= Jugo pre-fermentador
 H= Alimentación torre destilación 1
 I= Agua enfriamiento de agua de riego
 J: Agua enfriamiento solvente recuperación
 K: Agua enfriamiento etanol

7.15 RESUMEN CORRIENTES Y EQUIPOS

Tabla 7.12: equipos y corrientes de la planta

Equipo	Función	Caudal de corriente de proceso	Capacidad	Cant. a instalar	Consumo total (kW)
Transporte de bandas	Transporte de tubérculos y cosetas	305 t/h	100 t/h	3	66
Lavadora de tubérculos	Remover arena y tierra que haya arrastrado el tubérculo	305 t/h	1000 t/h	1	2,5
Filtro	Retener todas las impurezas del agua de lavado	229 m ³ /h	240 m ³ /h	1	45,8
Molino de cuchillas	Triturar la remolacha en forma de cosetas	305 t/h	200-450 t/h	1	2724
Equipo de difusión	Extraer la sacarosa contenida en las cosetas	305 t/h (sólidos)	150-350 t/h (sólidos)	1	61
Prensa	Remover agua en exceso de la pulpa	160 t/h	60 t/h	3	123
Secador	Remover el agua necesaria para comercializar la pulpa	60 t/h	30-45 t/h	2	150
Filtro	Retener restos de pulpa en la corriente de sacarosa	365 m ³ /h	450 m ³ /h	1	0,37

Bomba jugo pre-fermentador	Impulsar la corriente de solución de sacarosa	370 m ³ /h	-	1	53,58
Centrífuga	Separar las levaduras de la solución de etanol	400 t/h	70-120 t/h	4	633.2
Bomba alimentación torre 1	Impulsar la solución de salida del fermentador hacia la torre azeotrópica	303 m ³ /h	-	1	8,16
Bomba solvente recirculado	Impulsar el solvente recirculado hacia la torre extractiva	31,48 m ³ /h	-	1	8,37
Bomba recirculación levaduras	Impulsar la solución de levaduras desde la centrífuga hacia el fermentador	49 m ³ /h	-	1	7,5
Bomba residuo torre 1	Impulsar el agua desde el fondo de la primer torre hacia el intercambiador de calor de la alimentación	285 m ³ /h	-	1	19,72
Caldera	Generar el vapor de agua necesario para alimentar los re-evaporadores	95,982 t/h	50 t/h	2	85805,8
Torres de enfriamiento de agua: incluye los ventiladores y las bombas	Proveer agua de enfriamiento para los fermentadores, el jugo pre-fermentador, los condensadores, el solvente de recirculación y el agua de riego	-	-	4	496

7.16 CONSUMO ENERGÉTICO DE LA PLANTA

En base a los equipos que se estimó anteriormente que se necesitan en la planta y a sus capacidades, se calcula un consumo de energía en kW.

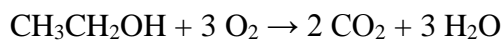
Tabla 7.13: consumo energético de los equipos de la planta

Equipo	Cant. a instalar	Consumo total (kW)
Display báscula para pesaje de camiones	1	0,028
Transporte de bandas	3	66
Lavadora de tubérculos	1	2,5
Filtro	1	45,8
Molino de cuchillas	1	2724
Equipo de difusión	1	61
Prensa	3	123
Secador	2	150
Filtro malla	1	0,37
Bomba jugo pre-fermentador	1	53,58
Centrífuga	4	633,2
Bomba alimentación torre 1	1	8,16
Bomba solvente recirculado	1	8,37
Bomba levaduras recirculadas	1	7,5
Bomba torre enfriamiento serpentín	1	37
Bomba torre enfriamiento A	1	55
Bomba torre enfriamiento B	1	35
Bomba torre enfriamiento C	1	55
Bomba residuo torre destilación 1	1	19,72
Caldera	2	85.805,8
Ventilador torre enfriamiento serpentín	1	45
Ventilador torre enfriamiento "A"	1	90

Ventilador torre enfriamiento “B”	1	90
Ventilador torre enfriamiento “C”	1	90
Consumo total		90.206

7.17 BALANCE ENERGÉTICO

El calor de combustión del etanol se calcula a partir de los calores de formación de los compuestos que intervienen considerando la siguiente reacción



$$\Delta H_{f \text{ EtOH}} = -234,95 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f \text{ CO}_2} = -393,51 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f \text{ H}_2\text{O}} = -285,83 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f \text{ O}_2} = 0 \text{ kJ/mol}$$

Luego

$$H_c = 3 * (-285,83) + 2 * (-393,51) - (-294,95) = -1349,56 \text{ kJ/mol}_{\text{EtOH}}$$

Sabiendo que la producción de etanol es 16614 kg/h

Luego la **energía generada** es

$$16614 \text{ kg/h} * 1\text{h}/3600\text{s} * 1000\text{g}/1\text{kg} * (1/46,07\text{g/mol}) * 1349,56 \text{ kJ/mol} = \mathbf{1,35 * 10^5 \text{ kW}}$$

Finalmente comparando con el consumo energético total ($9,02 * 10^4 \text{ kW}$), se concluye que la planta es rentable energéticamente.

7.18 TRATAMIENTO DE CO₂

Se propone la recuperación y tratamiento del CO₂ generado en la fermentación para su posterior comercialización. Se abordará el diseño de la planta en el Capítulo 8.

CAPÍTULO 8: DISEÑO DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN Y PURIFICACIÓN DE CO₂

8.1 INTRODUCCIÓN

El aumento de la concentración de CO₂ en la Tierra trae uno de los problemas ambientales más importantes: el calentamiento global. De hecho, en la Cumbre Mundial de Kioto en 1997 se reconoció el problema oficialmente en los países industrializados. Es por esto, que organizaciones como la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático (UNFCCC) y el Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (IPCC) dirigen medidas para la reducción de la emisión de gases de efecto invernadero. La medida correctiva que proponen es la captura y recuperación del dióxido de carbono antes de su liberación a la atmósfera, utilizando sustancias químicas y sistemas físicos o biológicos. Es por esto, que en el presente capítulo se plantea el diseño de la planta de recuperación del CO₂ para su posterior comercialización.

8.2 USOS DEL CO₂

El dióxido de carbono es un gas incoloro y gusto ácido y es un subproducto del proceso de fermentación. Sus usos se son variados según su estado de agregación.

8.2.1 CO₂ GASEOSO

El dióxido de carbono gaseoso se utiliza en el proceso de producción de urea y metanol. Se utiliza también para aumentar la recuperación del petróleo.

8.2.2 CO₂ LÍQUIDO

La forma licuada es la agregación más utilizada industrialmente. Una de las aplicaciones es la obtención de atmósferas inertes. La presencia del CO₂ puede prevenir la generación de olores y bacterias en los alimentos envasados. Otra forma de utilizarlo es como extintor de incendios, ya que es un compuesto muy estable y se evapora sin dejar residuo. También se usa como gas de protección de soldaduras del ataque del oxígeno, nitrógeno e hidrógeno. Como aplicación en la agricultura se puede mencionar la mejora del crecimiento de las plantas. Se introduce el gas dentro de los invernaderos para aumentar la concentración en el aire, las plantas asimilan así mayor cantidad de CO₂, aumentando el rendimiento del cultivo.

El dióxido se suele utilizar también como fluido para la transferencia de calor en reactores nucleares ya que no se vuelve radioactivo.

Gracias a su moderada solubilidad en agua, se puede utilizar en la producción de bebidas alcohólicas y no alcohólicas, ya que puede producir la gasificación de las mismas evitando la precipitación de compuestos de calcio insolubles.

En la industria farmacéutica, el anhídrido se utiliza como materia prima para la producción de aspirinas. Industrialmente se usa para la fabricación de carbonato de plomo básico y carbonatos de sodio, amonio y potasio, al igual que como agente neutralizante en operaciones de mercerización en la industria textil.

En la minería se utiliza en la extracción del carbón, alimentando el dióxido a la misma para que la rápida expansión rompa el carbón.

8.2.3 CO₂ SÓLIDO

Se suele utilizar el dióxido sólido ya que no deja ningún residuo al evaporarse, no es pesado y puede ponerse en contacto con alimentos, por lo que se utiliza en el transporte de la industria alimentaria.

De sus tres estados de agregación, se elige producirlo en su forma licuada ya que, como se puede ver, tiene la mayor demanda industrial. Siguiendo la norma ASME, el dióxido de carbono líquido puede almacenarse en grandes recipientes de tipo criogénico con capacidades de 5 toneladas en adelante. La presión a la que debe estar sometido el líquido está en el rango de 17 a 22 kg/cm².

8.3 ESTRUCTURA Y FUNCIONAMIENTO BÁSICO DE LA INSTALACIÓN DE RECUPERACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO (CO₂)

La planta recuperadora de CO₂ tiene por objeto, como su nombre lo indica, permitir la utilización de dióxido de carbono CO₂ que se produce durante la fermentación alcohólica. En líneas generales la planta recuperadora cumple las siguientes funciones:

- Lavar el CO₂ producido en la fermentación eliminando el etanol presente en el mismo
- Comprimir el gas hasta una presión de 18 bar
- Desodorizar el dióxido de carbono utilizando carbón activado
- Licuar el gas
- Almacenar el CO₂ líquido para su comercialización

8.3.1 LAVADO DE CO₂

Se utilizará un absorbedor para la purificación del dióxido de carbono. Para ello, se eliminarán las impurezas mediante agua a contracorriente con el gas.

El agua es el disolvente más barato y más completo, no tóxico ni inflamable y punto bajo del congelamiento, debe considerarse las siguientes propiedades:

- Solubilidad del gas. La solubilidad del soluto debe ser elevada, a fin de aumentar la rapidez de la absorción y disminuir la cantidad requerida del disolvente. En general, los disolventes de naturaleza química similar a la del soluto que se va a absorber proporcionan una buena solubilidad. Con frecuencia, la reacción química del disolvente con el soluto produce una solubilidad elevada del gas, la reacción debe ser reversible para reutilizar el disolvente.
- Volatilidad. El disolvente debe tener una presión baja de vapor, puesto que el gas saliente en una operación de absorción generalmente está saturado con el disolvente y en consecuencia, puede perderse una gran cantidad. Si es necesario puede utilizarse un líquido menos volátil para recuperar la parte evaporada del primer disolvente.

- Costo. El disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y debe obtenerse fácilmente.
- Viscosidad. Se prefiere la viscosidad baja debido a la rapidez de la absorción, mejores características en la inundación de las torres de absorción, bajas caídas de presión en el bombeo y buenas características de transferencia de calor.

Tabla 8.1: corriente gaseosa ingreso al absorbedor

Corriente gaseosa	Caudal: 22.570 kg/h $w_{\text{agua}} = 0,021$ $w_{\text{etanol}} = 0,011$ $w_{\text{CO}_2} = 0,968$ $T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ $P = 500 \text{ kPa}$
-------------------	--

La corriente de agua ingresará a 25°C, ya que se cuenta con esa agua de servicio en la planta de bioetanol sobrante, y por ende destinada a agua de riego que se puede utilizar en este proceso. Se plantea entonces que ambas plantas se hallen linderas. Luego, parte del agua que estaba destinada para riego de remolacha se tomará para el absorbedor (9000 kg/h). El agua de salida de esta torre absorbedora, luego se mezclará con el agua de riego que será donada a las plantaciones próximas de remolacha azucarera. Se realiza el cálculo de mezclado adiabático de los efluentes de agua de ambas plantas en el apartado 8.3.1.3 de este capítulo.

Se sabe que para la comercialización del dióxido de carbono se requiere una pureza de 99,5% en volumen para industria farmacéutica y 99,8% para industria alimenticia (el resto del % corresponde a agua). Se fijará así como requerimiento, una composición a la salida de 99,8% en volumen de CO₂ de forma tal que se pueda comercializar en ambas industrias. El precio de venta del mismo ronda entre los 0,10 euros y los 0,19 euros el kg en su máxima pureza que es para la industria de las bebidas (99,9%). Como se tendrá una pureza un poco menor se toma un valor intermedio para una aproximación, es decir 0,15 euros por kg. No se decide fijar como parámetro una pureza del 99,9% en volumen, ya que se observó que para lograrlo se necesitaba mucha más cantidad de agua y aumentar de forma considerable la presión en el equipo.

Se realizó la simulación del proceso de absorción en “UniSim Design”. Se fue modificando el caudal de agua y la presión del absorbedor de forma tal de obtener a la salida la pureza deseada. Finalmente, se logra el requerimiento con una presión de trabajo de 500 kPa y con 9000 kg/h de agua de entrada. Se está utilizando de solvente casi $\frac{1}{3}$ de la cantidad de corriente gaseosa de entrada, por lo que se considera que se llegó a un valor coherente. Los resultados se muestran en la Tabla 8.2

Se intentó trabajar a una menor presión en el absorbedor, pero no se llegaba a la pureza requerida de CO₂. El número de etapas no modifica en este caso la composición de dióxido a la salida en la corriente gaseosa, ya que se trata de una pureza muy elevada. Es por eso que se debe trabajar con la presión indicada anteriormente para lograr ese grado de separación.

Tabla 8.2: corrientes de salida del absorbedor

Corriente gaseosa de salida	Caudal total= 21.850 kg/h $f_{CO_2} = 0,998$ (fracción v/v) $f_{H_2O} = 0,002$ (fracción v/v) $T = 25,57$ °C $P = 500$ kPa
Corriente líquida de salida	Caudal total= 9722 kg/h $f_{H_2O} = 0,963$ (fracción v/v) $f_{CO_2} = 0,007$ (fracción v/v) $f_{EtOH} = 0,03$ (fracción v/v) $T = 32,17$ °C $P = 500$ kPa

Se observa en la Tabla 8.2 que se alcanza la pureza requerida en la corriente gaseosa de salida, y que además, la corriente líquida al estar formada en un 96,3% en agua puede ser desechada simplemente o mejor aún utilizarla como corriente de servicio en algún proceso de la planta.

Se plantea el esquema de absorción a continuación:

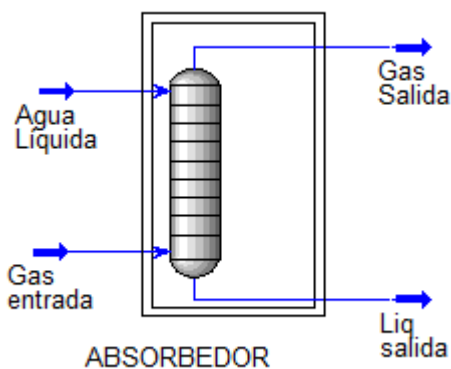


Figura 8.1: esquema absorbedor físico

La planta opera 24 horas por día, por lo tanto, como se obtienen del absorbedor 21.850 kg/h de CO_2 , se contará con $5,24 \cdot 10^5$ kg/día de dióxido de carbono que operando 250 días al año equivale a $1,31 \cdot 10^8$ kg/año de este gas con 99,8% de pureza en volumen, los cuales estarán disponibles para comercialización.

Se halló en bibliografía que para la venta de este gas, además de purificarlo como se hizo, se transporta y comercializa en estado líquido. Por lo tanto, para llevar a cabo este proceso, se deberá colocar un compresor a la salida del absorbedor que lleve a este gas a la presión requerida y luego un sistema de licuefacción del mismo para su posterior envasado y comercialización.

8.3.1.1 COMPRESIÓN DEL GAS PRE-ABSORBEDOR

Como se mencionó anteriormente, se requiere de un compresor para llevar el CO₂ impuro de presión atmosférica hasta 5 atm antes de su ingreso a la torre de absorción. De UniSim se obtiene la densidad del gas a 1 atm, la cual es 1,733 kg/m³. Se cuenta así con 217 m³/min de gas. Se elige así el compresor MSG® TURBO-AIR® NX 12000 que puede manejar un caudal entre 212 y 430 m³/min, y con una presión de descarga entre 3,5 y 14,5 bares. El consumo energético de este equipo es de 1120 kW.

8.3.1.2 BOMBA AGUA PRE-ABSORBEDOR

Se selecciona una bomba capaz de llevar el agua de 1 atm a 5 atm. Se cuenta con 9000 kg/h de fluido a 25°C (~9 m³/h). Se selecciona así una bomba Grundfos NK 40-200/206 A-GQQE - 96593485 capaz de suplir los requerimientos de caudal, y presión que se tienen. El consumo energético de la misma es de 5,4 kW.

8.3.1.3 AGUA POST ABSORBEDOR

Luego del proceso de absorción se cuenta con 9722 kg/h de agua a 32,17°C. Se propone mezclarla con el agua destinada a riego de la planta de bioetanol. Como se mencionó anteriormente, las plantas serán linderas. El caudal de la misma es de 1,55*10⁵ kg/h a 25°C. El Cp de ambas se toma como 4,18 kJ/kg K. Luego:

$Q_{\text{abs}} = -Q_{\text{cedido}}$ en condiciones adiabáticas

Y a su vez, $Q = W C_p \Delta T$

Siendo W= caudal másico (kg/h)

Por lo tanto:

$W_1 C_{p1} (T_f - T_1) = -W_2 C_{p2} (T_f - T_2)$

Siendo T_f la temperatura final de la mezcla de aguas.

Resolviendo se halla una temperatura final de 25,42°C. Como se observa, el aumento de temperatura es mínimo por lo que se sigue utilizando para riego. No se requiere de enfriamientos adicionales.

8.3.2 COMPRESIÓN DEL GAS POST-ABSORBEDOR

Se deben comprimir de 5 atm a 18 atm la corriente de 21.850 kg/h de CO₂ que se encuentran a 25,57°C. Se calcula el caudal volumétrico necesario en m³/min. Luego:

En UniSim se halla que la densidad del gas post-absorbedor a 5 atm es de 8,826 kg/m³. Luego, se tiene así un caudal volumétrico de 41,26 m³/min. Se elige así el compresor MSG® TURBO-AIR® 11000 Centrifugal Air & Gas Compressor, que puede llevar el gas hasta una presión de 19 bares, y maneja flujos hasta 417 m³/min. Se aproxima ahora el consumo energético:

Se conoce de fabricante que 2529 kW es el consumo para 417 m³/min. Como se tiene 41,26 m³/min, se aproxima linealmente, luego: será 250,23 kW.

En todas las etapas de compresión previas realizadas en la planta se consideró compresión isotérmica. Esto es válido en compresiones bajas, ya que el aumento de temperatura no es significativo. Como en este caso se debe llevar a 18 bares el gas, se considerará que la compresión es adiabática y se realizará un cálculo aproximado de la temperatura final del mismo:

En una transformación adiabática no se produce intercambio de calor del gas con el exterior ($Q=0$). Se define el coeficiente adiabático de un gas (γ) a partir de las capacidades caloríficas molares tomando distintos valores según el gas sea monoatómico o diatómico:

	monoatómico	diatómico
$\gamma = \frac{C_p}{C_v}$	$\gamma = \frac{5}{3}$	$\gamma = \frac{7}{5}$

En este caso varían simultáneamente la presión, volumen y temperatura, pero no son independientes entre sí. Se puede demostrar usando el primer principio que se cumple:

$$pV^\gamma = cte \Rightarrow p_A V_A^\gamma = p_B V_B^\gamma$$

Haciendo cambios de variable mediante la ecuación de estado de gas ideal, obtenemos las relaciones entre las otras variables de estado:

$$p^{1-\gamma} T^\gamma = cte \Rightarrow p_A^{1-\gamma} T_A^\gamma = p_B^{1-\gamma} T_B^\gamma$$

Luego, de bibliografía, considerando $\gamma=1,3$ para el CO_2 , y conociendo la temperatura inicial, presión inicial y final, se puede calcular la temperatura de salida del gas del compresor:

$$T_b = T_{\text{final}} = 34,36^\circ\text{C} \sim 34^\circ\text{C}$$

8.3.3 DESODORIZACIÓN

8.3.3.1 SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

Se debe refrigerar la corriente del dióxido de carbono resultante de la compresión hasta 18 atmósferas ya que se halló en bibliografía que el mismo debe entrar a 15°C al proceso de desodorización para que sea eficiente. Entonces, se plantea el enfriamiento desde 34°C hasta 15°C . Se utiliza una capacidad calorífica promedio entre la correspondiente al CO_2 entre ambas temperaturas a 18 atm. Estas propiedades fueron calculadas mediante el simulador UniSim. Por lo tanto,

$$C_{p_{\text{medio}}} = (C_{p_{34^\circ\text{C}}} + C_{p_{15^\circ\text{C}}})/2 = (0,8823 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} + 0,8706 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C})/2 = 0,8765 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 0,8765 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * 21850 \text{ kg/h} * (34^\circ\text{C} - 15^\circ\text{C}) = \mathbf{101 \text{ kW}}$$

Luego, se debe contar con un sistema de refrigeración industrial que sea capaz de refrigerar 101 kW. Se encuentra en bibliografía un sistema de refrigeración con el refrigerante industrial R22 con capacidad de enfriamiento de hasta 182 kW, por lo que se considera suficiente para la planta de purificación del gas.

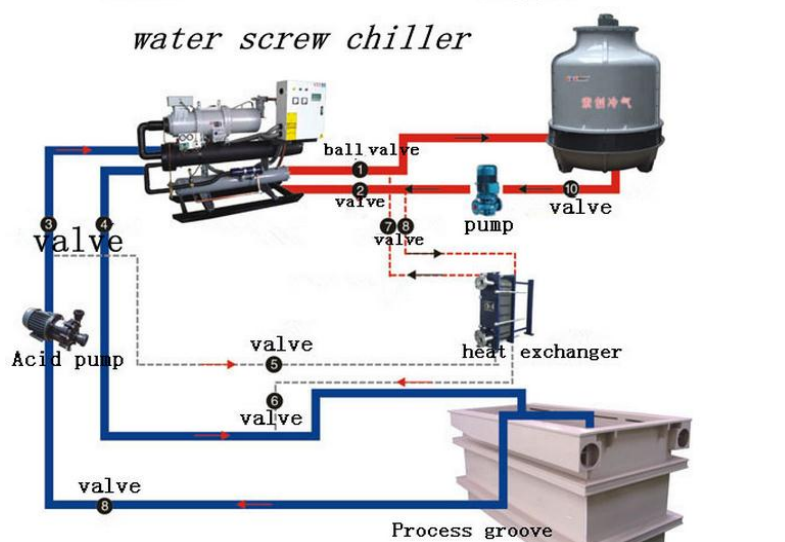


Figura 8.2: sistema de refrigeración.

El fabricante informa que este sistema tiene un consumo de energía de 38,2 kW. Se estima de forma lineal el valor del equipo que realmente utilizaremos:

182 kW enfriamiento → 38,2 kW consumo

101 kW → **21,2 kW consumo**

Para el R22 las temperaturas de evaporador y condensador indicadas por el fabricante son las siguientes (ciclo primario):

Evaporador → 2°C

Condensador → 40°C

Se busca en el diagrama de Mollier del refrigerante las presiones correspondientes al equilibrio, las mismas son 5,5 bares para el evaporador y 17 bares para el condensador.

A continuación, se procede a calcular el área de intercambio de calor. Para ello se utiliza la siguiente ecuación de diseño:

$$Q = U A \Delta T_{ML}$$

Siendo U el coeficiente global de intercambio de calor, A el área de intercambio de calor y ΔT_{ML} la diferencia de temperaturas media logarítmica entre las corrientes a intercambiar.

Se utiliza una refrigeración en cascada, es decir, el R22 enfría el agua y el agua enfría luego el CO₂, este tipo de sistemas son los utilizados convencionalmente y presenta ciertos beneficios respecto a la refrigeración en una sola etapa:

- Se disminuye la relación de compresión de cada sistema, lo que hace aumentar la eficiencia volumétrica en cada una de las etapas.
- Sistema más eficiente en su totalidad
- Se necesita menos desplazamiento de los compresores

- La temperatura de descarga disminuye en comparación con el de una sola etapa.
- Se ve beneficiada la temperatura del aceite
- Buena lubricación del compresor

Actualmente son muchos los países que están utilizando este sistema de refrigeración, entre los que se destacan: Alemania, Austria, Inglaterra, Australia, Brasil, Estados Unidos y Canadá.

Dicho esto, se realiza lo siguiente:

$$Q = W_{H_2O} C_{p_{H_2O}} \Delta T_{H_2O}$$

Se conoce el calor a intercambiar. Además el $C_{p_{H_2O}}$ se estima en 4,18 kJ/kg*K. Se sabe que el agua refrigerante está a 12°C ya que se toman 10°C más de la temperatura del evaporador del sistema de refrigeración para que tenga la suficiente fuerza impulsora para el proceso. Luego, proponiendo una temperatura de salida de 32°C del agua (ya que no puede ser mayor que la entrada del dióxido de carbono: 34°C) se calcula la cantidad de agua necesaria para el intercambiador:

$$W_{H_2O} = 4349,28 \text{ kg/h}$$

Esta agua estará en ciclo cerrado con el refrigerante R22, y luego pasará al intercambiador para enfriar al dióxido de carbono.

Para calcular el área se utiliza la ecuación de diseño nombrada previamente. Se procede a hallar ΔT_{ML} :

$$\Delta T_{ML} = \frac{(34-32)-(15-12)}{\ln\left(\frac{34-32}{15-12}\right)} = 2,47 \text{ °C.}$$

Se estima un U para intercambiadores: gases - agua entre 15-250 J/s m² K ya que el fluido a enfriar es CO₂ en estado gas y el fluido refrigerante es agua. Luego se toma un valor medio de 132,5 J/s m² K para realizar una estimación del área del intercambiador que refrigera la corriente de dióxido gaseoso. Las áreas del evaporador y condensador del ciclo del refrigerante R22 no se calculan ya que se trata de un equipo comercial encontrado en la industria, por lo que los equipos del sistema ya están especificados.

$$\text{Área intercambiador}_{\text{Agua-CO}_2} = Q/U \Delta T_{ML} = 308,6 \text{ m}^2$$

8.3.3.2 DESODORIZACIÓN Y SECADO DEL GAS

Luego del proceso de eliminación del etanol del CO₂ en la torre de absorción (y la compresión y enfriamiento), se procede a purificarlo haciéndolo pasar por un filtro de carbón activado con el fin de desodorizar para quitarle las impurezas que trae del proceso de fermentación.

Los catálogos clasifican estos equipos según el caudal volumétrico a procesar. El caudal másico es 21850 kg/h. Se calcula el caudal volumétrico usando la aproximación de gases ideales y se usará un equipo mayor para tener un margen de seguridad ya que se sabe que un gas a 18 bares no se comporta idealmente.

$$Q_{vol} = (F_{m\acute{a}sico} * R * T) / (p * PM_{CO_2}) = 651,52 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$F_{\text{másico}} = 21850 \text{ kg/h}$$

$$T = 288 \text{ K}$$

$$p = 18 \text{ atm}$$

$$PM_{\text{CO}_2} = 44 \text{ kg/kmol}$$

Se utilizará una torre de desodorización por carbón activo de “Ventura Orts” modelo TCA 950 con una capacidad de 800 m³/h. La misma cuenta con un peso 300 kg de carbón activo. Las medidas de la torre son de 2 metros de altura con un diámetro de 0,94 metros. El consumo únicamente depende del ventilador y el fabricante informa que es de 0,75 kW. El carbón activado es un producto caro, en la mayoría de los casos el coste de sustituir el carbón saturado sería prohibitivo, por lo tanto debe ser regenerado. Se utilizará el método de regeneración del mismo por calor: se deberá contar por lo tanto con dos torres de desodorización: una que estará en funcionamiento, y la otra que se está regenerando.

Para el ciclo de regeneración se requieren de 37,5 kg/h de CO₂ desodorizado (producto) cada 300 kg de carbón activo a regenerar. El consumo total de energía será entonces de 1,5 kW (es decir 0,75 kW por torre).

Como se explicó anteriormente, a este equipo el gas entrará a una temperatura de 15°C y 18 atm. Se busca en catálogo de un equipo similar (filtro con carbón activo) la curva de pérdida de carga para estimar la presión de salida del gas: se informa la pérdida de carga en función de la velocidad del gas, por lo que se procede a calcular la velocidad del mismo:

$$Q_{\text{gas}} = 651,52 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Diámetro torre} = 0,94 \text{ m}$$

$$\text{Por lo tanto: } Q_{\text{gas}} / \text{Área torre} = 938,82 \text{ m/h} = 0,26 \text{ m/s}$$

Para esa velocidad, la pérdida de carga es muy baja, aproximadamente 20 Pa. Por lo que se desprecia y asume así que el CO₂ sale de este equipo a la misma presión de entrada. Por otro lado, como no se menciona lo contrario en la información provista por el fabricante, se asume isothermicidad en la operación.

Condiciones de salida:

$$Q_{\text{gas}} = 651,52 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$p = 18 \text{ atm}$$

$$T = 15^\circ\text{C}$$

Luego de la desodorización, se debe pasar el dióxido de carbono por un secador con alúmina para la eliminación del agua remanente. En este caso, ya se cuenta con las especificaciones de humedad que la industria requiere, esta etapa será obviada. Sin embargo, se nombra ya que este proceso es parte de la purificación del CO₂ industrial.

8.3.4 LICUEFACCIÓN DEL CO₂

El gas se encuentra a 18 bares y 15°C. Para la licuefacción, comercialmente se trabaja a presiones de 18 bares y -23°C para que el mismo se encuentre en estado líquido. Para poder

disminuir la temperatura se necesitará un condensador. Además, como es probable que el gas se caliente al envasarlo, se debe tomar un margen de seguridad. Así, se subenfriará el mismo luego de su condensación unos 5 a 7 °C. Se plantea así en UniSim Design: un condensador y a continuación un subenfriador. Como solvente se requiere de uno capaz de enfriar el dióxido de carbono más allá de -30°C, se elige aquel con un punto de ebullición de por lo menos 10°C menos para tener la suficiente fuerza impulsora para el enfriamiento. Se decide trabajar a presión atmosférica, por lo que se descarta el NH₃ como refrigerante, ya que además de ser tóxico, su punto de ebullición (a 1 atm) es de -33,34°C, por lo que como mucho podría lograr una temperatura de -23°C en el CO₂ y no se lograría así un subenfriamiento. Para lograrlo se debería aplicar vacío en el evaporador de amoniaco, pero para una simplificación operativa y de costos se decide descartar esta opción.

Como se utiliza R22 para el sistema de enfriamiento anterior en cascada con agua (que finalmente lleva el CO₂ de 34°C a 15°C) y cumple las características necesarias, se elige nuevamente este para este sistema de refrigeración. Cabe destacar que este refrigerante es utilizado en la Planta Piloto de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata. El punto de ebullición del R22 a presión atmosférica es de -40,74°C, lo que lo convierte en un refrigerante ideal para suplir los requerimientos del sistema.

Para la utilización del refrigerante, se debe contar con un ciclo cerrado de refrigeración para el enfriamiento continuo del mismo. Se diseña a continuación.

8.3.4.1 REFRIGERACIÓN DEL R22

El ciclo que lleva el R22 para la refrigeración se observa en la Figura 8.3

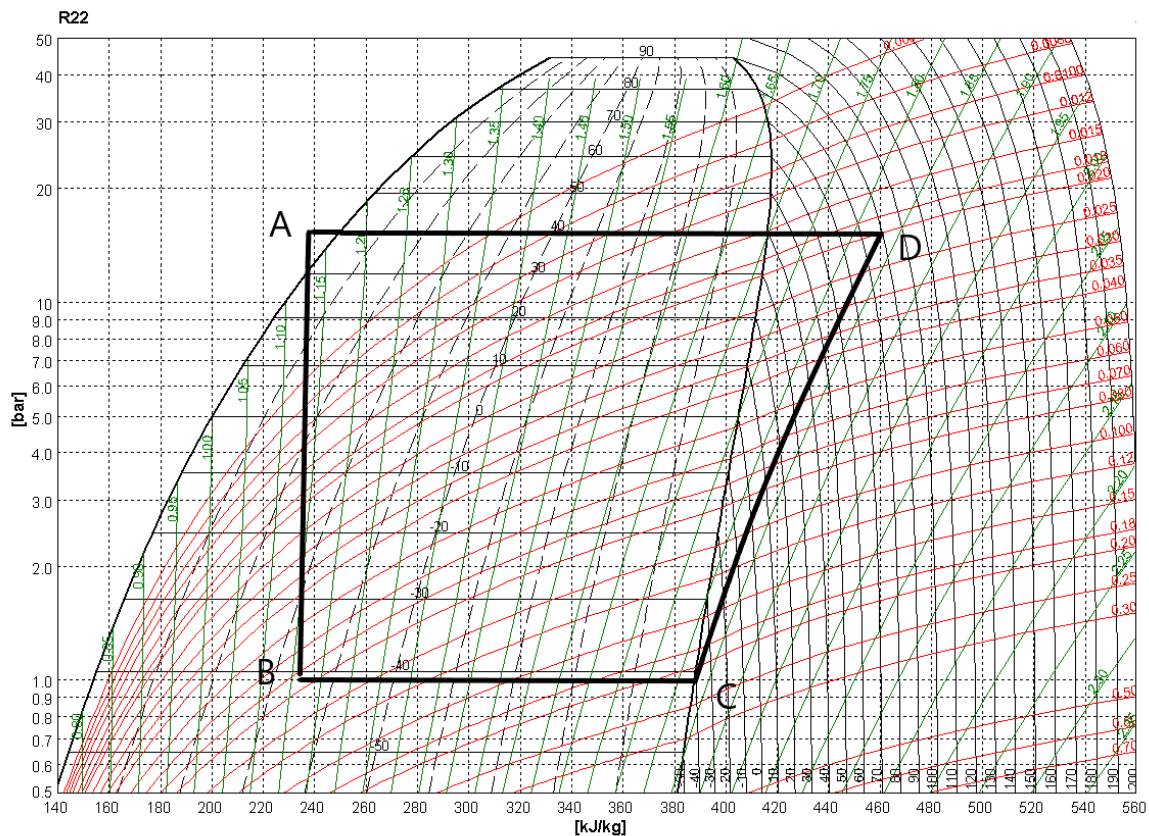


Figura 8.3: ciclo de refrigeración industrial a partir del Freón 22.

Como se puede ver, la presión de baja de operación es atmosférica, logrando una temperatura de $-40,8^{\circ}\text{C}$ y la presión de alta es de 17 bares, a la cual corresponde una temperatura de 40°C .

El desplazamiento A-B representa la expansión del líquido subenfriado en A al pasar por el elemento expansor. En B se genera una mezcla líquido-vapor. La fracción de vapor del mismo fue calculada con la regla de la palanca, que establece que la fracción del mismo es la longitud del segmento entre el extremo líquido de la campana con el punto B sobre la longitud total de la campana a 1 atmósfera. Se obtiene así una fracción de vapor de 0,33.

El desplazamiento B-C representa la evaporación del refrigerante, fenómeno responsable de la condensación y subenfriamiento del CO_2 . La etapa C-D representa la compresión isoentrópica del refrigerante para su posterior condensación en la etapa D-A. Esta condensación es lograda con enfriamiento del aire, cuya temperatura ambiente se supone $17,2^{\circ}\text{C}$, como fue explicado en el Capítulo 7.

No se utiliza una corriente de proceso que deba ser calentada para condensar el R22 a 17 bares ya que en la planta de tratamiento de dióxido de carbono que se trata en este capítulo no se debe agregar calor a ningún proceso. Si bien en la planta de bioetanol sí es necesario aportar calor, se considera una planta independiente y separada de la del tratamiento del CO_2 , por lo que se considera ineficiente el traslado de la corriente de R22 a ser condensada hasta la planta de producción de bioetanol.

8.3.4.2 CONDENSACIÓN Y SUBENFRIAMIENTO DEL CO_2

Utilizando como corriente de servicio el refrigerante R22 a $-40,74^{\circ}\text{C}$, se simuló el proceso de condensación y subenfriamiento del CO_2 en UniSim Design como intercambiadores separados para obtener los caudales necesarios de refrigerante. Sin embargo, luego se plantea el diseño de un solo intercambiador que se encargue de la condensación y el subenfriamiento. Los datos ingresados y obtenidos en el simulador fueron los siguientes:

Tabla 8.3: corrientes utilizadas por el simulador para el condensador de CO_2

Corriente CO_2 entrada	W= 21.850 kg/h T= 15°C P=18 bar fracción vapor: 1
Corriente CO_2 salida	W= 21.850 kg/h T= $-22,72^{\circ}\text{C}$ P=18 bar fracción vapor: 0
Solvente entrada	W= 49.540 kg/h T= $-40,74^{\circ}\text{C}$ P=1 bar fracción vapor: 0,33
Solvente salida	W= 49.540 kg/h T= $-40,74^{\circ}\text{C}$ P=1 bar fracción vapor: 1

A continuación se ingresa al subenfriador la corriente de salida del gas líquido y se pondrá en contracorriente con otra corriente de solvente:

Tabla 8.4: corrientes ingreso y salida utilizadas por el simulador para el subenfriador

Solvente entrada	W= 2197 kg/h P= 1 bar T= -40,74°C fracción vapor: 0,33
Solvente salida	W= 2197 kg/h P= 1 bar T= -40,74°C fracción vapor: 1
CO ₂ salida (subenfriado)	W= 21.850 kg/h P= 18 bar T= -30°C fracción vapor: 0

Por lo tanto, el caudal de refrigerante necesario para el condensador-subenfriador será

$$W_{R22 \text{ total}} = 49.540 \text{ kg/h} + 2197 \text{ kg/h} = \mathbf{51.737 \text{ kg/h}}$$

En la Figura 8.4 se pueden ver las partes del sistema de refrigeración planteado.

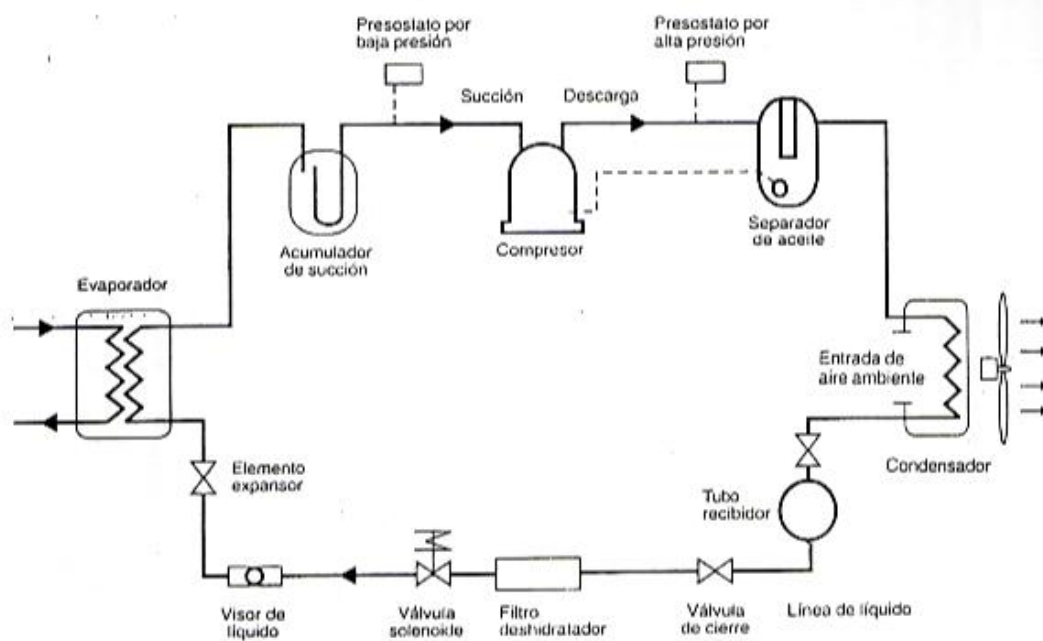


Figura 8.4: sistema de refrigeración industrial

Como se puede ver, el sistema de frío está compuesto por los siguientes integrantes

- Condensador: se encarga de llevar al refrigerante de fase gas a líquida una vez que pasó por el compresor.
- Elemento expansor genera la caída de presión necesaria para llevar a la presión atmosférica de trabajo en el evaporador.
- Filtro deshidratador: Retiene las trazas de agua del freón. Esto evita que al bajarle la temperatura al freón se formen cristales de agua y dañen el equipo.
- Visor de líquido: Permite observar si hay burbujas en el refrigerante en el sistema, lo que indica que hay poca cantidad de este circulando.
- Evaporador: Intercambiador de calor que logra la condensación del CO₂
- Acumulador de succión: Separa el líquido que le queda al vapor de refrigerante para que entre al compresor y evitar daños en el mismo.
- Compresor: le entrega energía de presión al vapor de refrigerante.
- Depósito de freón: Contiene el refrigerante y permite regular el caudal según los requerimientos.
- Separador de aceite: Separa trazas de aceite que pueda llegar a haber adquirido el refrigerante en el compresor y lo devuelve al mismo. El aceite es necesario para lubricar las partes móviles del compresor.

Para lograr el acondicionamiento del dióxido de carbono a su estado líquido apto para la comercialización, se debe llevar el mismo desde 15 °C y 18 bares (condiciones a las que sale del filtro de carbón activado) a 18 bares y -30°C. Para esto, se plantea un intercambiador de calor (evaporador del R22) que se encarga de la condensación del dióxido y del subenfriamiento.

Con la herramienta computacional de simulación Unisim se calculó el caudal necesario de refrigerante, como se mostró anteriormente.

Para el condensador, se obtiene que el calor intercambiado debe ser igual a $7,7 \cdot 10^6$ kJ/h (2139 kW) y el caudal de refrigerante necesario es de 49.540 kg/h. Para el subenfriador, se obtiene que el calor intercambiado es de $3,45 \cdot 10^5$ kJ/h (96 kW) con un caudal de refrigerante necesario de 2197 kg/h. Se plantea un condensador-subenfriador vertical ya que en estos intercambiadores los procesos de condensación y subenfriamiento suceden en serie' como se simuló con la herramienta computacional UniSim.

Para calcular el área de intercambiador necesaria, se debe plantear la ecuación

$$Q = U A \Delta T_{ML \text{ balanceado}}$$

Donde Q es el calor intercambiado, U es el coeficiente de transferencia de calor, A el área del intercambiador necesaria y ΔT_{ML} el delta medio logarítmico de temperatura balanceado' que se obtiene como

$$\Delta T_{ML \text{ balanceado}} = Q / [(Q_{\text{Condensación}} / \Delta T_{ML \text{ condensación}}) + (Q_{\text{Subenfriamiento}} / \Delta T_{ML \text{ subenfriamiento}})]$$

Donde $Q_{\text{Condensación}}$ es el calor extraído por condensación, $Q_{\text{Subenfriamiento}}$ el extraído para el subenfriamiento, $\Delta T_{\text{MLcondensación}}$ el delta medio logarítmico que hubiese si el proceso fuese sólo de condensación y $\Delta T_{\text{ML subenfriamiento}}$ el que hubiese si fuese sólo de subenfriamiento. El ΔT_{ML} se debe balancear ya que la mayoría del área de intercambio corresponderá al proceso de condensación (ya que es el que requiere mayor cantidad de calor a extraer) y una minoría del área al proceso de subenfriamiento.

Se calculan los ΔT_{ML} para el proceso de subenfriamiento se calcula como

$$\Delta T_{\text{ML subenfriamiento}} = [(T_{\text{Evaporación R22}} + 30 \text{ °C}) - (T_{\text{Evaporación R22}} + 22, 7\text{°C})] / \ln [(T_{\text{Evaporación R22}} + 30\text{°C}) / (T_{\text{Evaporación R22}} + 22, 7\text{°C})]$$

$$\Delta T_{\text{ML subenfriamiento}} = -14,1 \text{ °C}$$

Para el proceso de condensación, como el CO_2 condensa y el R22 se evapora, ambas temperaturas se mantienen constantes durante el proceso. Por lo tanto, el $\Delta T_{\text{MLcondensación}}$ es simplemente la diferencia entre la temperatura del R22 y la del CO_2 .

$$\Delta T_{\text{MLcondensación}} = -40,8\text{°C} - (-22,7\text{°C}) = -18,1 \text{ °C}$$

Para obtener el calor total necesario a extraer de ambos procesos, se deben sumar $Q_{\text{Condensación}}$ y $Q_{\text{Subenfriamiento}}$. Por lo tanto

$$Q = -2139 \text{ kW} + (-96 \text{ kW}) = -2235 \text{ kW}$$

Por lo tanto, el $\Delta T_{\text{ML balanceado}}$ es

$$\Delta T_{\text{ML balanceado}} = -2235 \text{ kW} / [(-2139 \text{ kW} / -18,1 \text{ °C}) + (-96 \text{ kW} / -14,1\text{°C})] = -17,9 \text{ °C}$$

En el Apéndice 20 del libro de Intercambiadores de calor se obtiene que un coeficiente global típico de transferencia para evaporadores donde se evapora un refrigerante (en este caso el R22) y se enfría un solvente orgánico (el CO_2) va de 150 a 600 $\text{W/m}^2 \text{ K}$. Se toma un promedio entre ambos valores. Por lo tanto,

$$U = 375 \text{ W/m}^2 \text{ °C} = 0,375 \text{ kW /m}^2 \text{ °C}$$

$$\text{Área intercambiador} = -2235 \text{ kW} / [0,375 \text{ kW /m}^2 \text{ °C} * (-17,9\text{°C})] = 333 \text{ m}^2$$

En el evaporador se tiene un caudal total de refrigerante R22 de 51.737 kg/h equivalentes a 192 m^3/min en las condiciones de entrada al compresor utilizando la densidad provista por el simulador de 4,5 kg/m^3 . Este, debe ser comprimido y luego condensado. Se utiliza el compresor MSG® TURBO-AIR® 11000 Centrifugal Air & Gas Compressor descrito anteriormente que puede proporcionar los 17 bares (247 psi) necesarios en el proceso. Se conoce de fabricante que 2529 kW es el consumo para 417 m^3/min . Como se tienen 192 m^3/min , se realiza una aproximación lineal y se obtiene un consumo de 1164 kW.

En cuanto al condensador, se debe diseñar el intercambiador de calor que permita condensar el R22 a 17 bares y 40 °C y subenfriar a 30°C. Se simuló en UniSim nuevamente dos procesos: la condensación de R22 y luego el subenfriamiento hasta 30°C del mismo usando como fluido refrigerante aire. El proceso con aire que experimenta una diferencia de temperatura de 17,2°C a 28°C. Como resultados de ambos procesos, el calor total a extraer del refrigerante debe ser de $1,057 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$ ($2,94 \cdot 10^6 \text{ W}$) y se necesita un caudal de aire de $9,7 \cdot 10^5 \text{ kg/h}$ ($8 \cdot 10^5 \text{ m}^3/\text{h}$ en las condiciones de entrada al condensador). El $\Delta T_{\text{MLbalanceado}}$ para esta operación se calculó como se menciona anteriormente y es de 12,7°C. En el

Apéndice 20 del libro Intercambiadores de calor no se tienen valores sugeridos para un coeficiente global de intercambio de calor para la condensación del refrigerante con aire. Por lo tanto, se va a plantear un U global como

$$U = h_{i0} * h_o / (h_{i0} + h_o)$$

Donde h_o es el coeficiente de película del fluido por fuera de los tubos y h_{i0} el coeficiente del fluido dentro de los tubos, que se logra multiplicando el coeficiente pelicular del fluido por el cociente entre el diámetro interno de los tubos del intercambiador y el diámetro exterior. Como el diseño del arreglo de tubos del intercambiador excede a los propósitos de este trabajo, se tomará la aproximación $h_{i0} \approx h_i$.

Para intercambios de calor sin cambio de fase para gases (en este caso el aire) se tiene un coeficiente de película recomendado de 15 a 250 $W/m^2 K$. Se toma un valor medio de 133 $W/m^2 K$.

Para condensación de solventes orgánicos (el refrigerante R22) se tiene un valor de coeficiente de película recomendado de 800 a 2800 $W/m^2 K$. Se toma el valor medio 1800 $W/m^2 K$. Se tiene en cuenta el coeficiente de película de la condensación y no de subenfriamiento ya que será esta la que involucre la mayoría del área del intercambiador, ya que es la que requiere el mayor intercambio de calor. Por lo tanto, se tiene un coeficiente global de

$$U = 133 W/m^2 K * 1800 W/m^2 K / (133 W/m^2 K + 1800 W/m^2 K) = 124 W/m^2 K$$

Por lo tanto, se calcula el área del condensador-subenfriador

$$A_{\text{Condensador}} = 2,94 * 10^6 W / 12,7 \text{ } ^\circ C * 124 J/s m^2 K = \mathbf{1867 m^2}$$

En cuanto al aire que debe ser provisto al condensador, se deben utilizar cuatro ventiladores axiales HGT-160-6T/9-100 de la compañía Sodeca para cubrir el caudal necesario. Estos ventiladores pueden manejar cada uno un caudal de 180.000 m^3/h de aire, teniendo así cada uno una potencia consumida de 110 kW desarrollando una diferencia de presión de hasta 400 Pa. Esta diferencia de presión se considera suficiente para cubrir la pérdida de carga que se pueda producir en el intercambiador de calor. El consumo total es entonces 440 kW.

8.3.5 VÁLVULAS DE CONTROL Y MEDIDORES DE CAUDAL

De la misma forma que se explicó en el Capítulo 7, las válvulas reguladores y los medidores de caudal son elementos importantes en la planta. Para este caso en particular, se plantea medir y regular la corriente de agua del absorbedor, y simplemente medir el caudal de CO_2 purificado. Cabe destacar, que en la planta de bioetanol, se planteó la medición del caudal de dióxido de carbono proveniente de la fermentación. Se elige para ello lo siguiente:

Tanto para el agua como para el CO_2 purificado, se utilizarán caudalímetros de placa orificio por ser el más utilizado debido a su versatilidad, simplicidad y bajo costo.

Por último, para el caso del control de caudal, se utilizarán válvulas globo Mark 100 de Valtek, que como se explicó en el Capítulo 7, tiene alto rendimiento para líquidos y gases y alta capacidad de flujo.

8.3.6 ALMACENAMIENTO DE CO₂ LÍQUIDO

Una vez que el CO₂ ha pasado la etapa de limpieza, compresión y secado, ya licuado se transporta por tuberías hacia el interior de los tanques criogénicos para su almacenamiento hasta que sea retirado en camiones cisternas.

Como se dijo anteriormente, la presión a la que debe estar sometido el líquido está en el rango de 17 a 22 kg/cm² a una temperatura de -23°C (se considera un factor de seguridad de 7 grados por el calentamiento en el llenado). Es imprescindible contar con un sistema de control de presión que corrija desviaciones de este rango, además de tuberías y válvulas de corte.



Figura 8.5: tanque de almacenamiento de CO₂

Para el dimensionamiento básico de los tanques de almacenamiento, se sabe que la producción de CO₂ es de 21850 kg/h equivalente a 524400 kg/día. Se determina disponer de una capacidad de almacenamiento por quince días por lo que se necesitan $7,87 \cdot 10^6$ kg de almacenamiento. La densidad del líquido aproximada para 18 bares y -30°C es de 1043 kg/m³ (Unisim). Luego equivale a 7545,54 m³ de líquido.

El recipiente interior del depósito será de acero inoxidable y el exterior de acero al carbono según norma ASME. Entre recipientes hay una cámara de vacío con aislante, para reducir al mínimo la transferencia de calor entre el interior del tanque y el ambiente. Estos tanques cuentan con un revestimiento de poliuretano con una capa de vapor que los protege de la intemperie.

Principales ventajas del poliuretano como aislante:

- Elevado poder térmico y aislante
- Aislamiento sin juntas
- Impermeable al agua
- Auto-adherente a cualquier superficie
- Peso ligero, baja densidad
- Larga vida útil

- Resistencia química frente a la mayoría de las sustancias
- Elevada resistencia al fuego
- No afecta la capa de ozono

Se halla en los catálogos que los tanques de almacenamiento criogénico de CO₂ tienen capacidades de hasta 350 m³ soportando presiones entre 8 y 36 bares. Luego, se toma un margen de seguridad ya que los depósitos no estarán completamente llenos. Considerando que hay un 5% de volumen vacío, se llenarán los tanques con 333 m³ aprox. Luego, se deberá tener 23 tanques de ellos para almacenar el líquido por 15 días.

8.3.7 CONSUMO TOTAL ENERGÉTICO

Tabla 8.5: consumo energético de la planta de CO₂

Equipo	Consumo (kW)
Compresión gas pre-absorbedor	1120
Bomba agua pre-absorbedor	5,4
Gas post-absorbedor	250,23
Sist. refrigeración pre-desodorización	21,2
Torre desodorización (ventiladores)	1,5
Licuefacción	1604
Consumo total	3002

8.4 BALANCES GLOBALES DE AMBAS PLANTAS (ETANOL Y CO₂)

A continuación, y una vez concluidos los diseños de ambas plantas (etanol y dióxido de carbono), se muestra en la Figura 8.6 un esquema simplificado de ambas plantas. En este esquema, se tienen en cuenta solamente las corrientes que entran y salen de ellas y no se analizan las corrientes que se recirculan en las mismas (levaduras, agua de fondo de la primer torre de destilación, agua obtenida luego de la prensa de pulpa). Tampoco se tienen en cuenta los ciclos cerrados como son los de los fluidos refrigerantes.

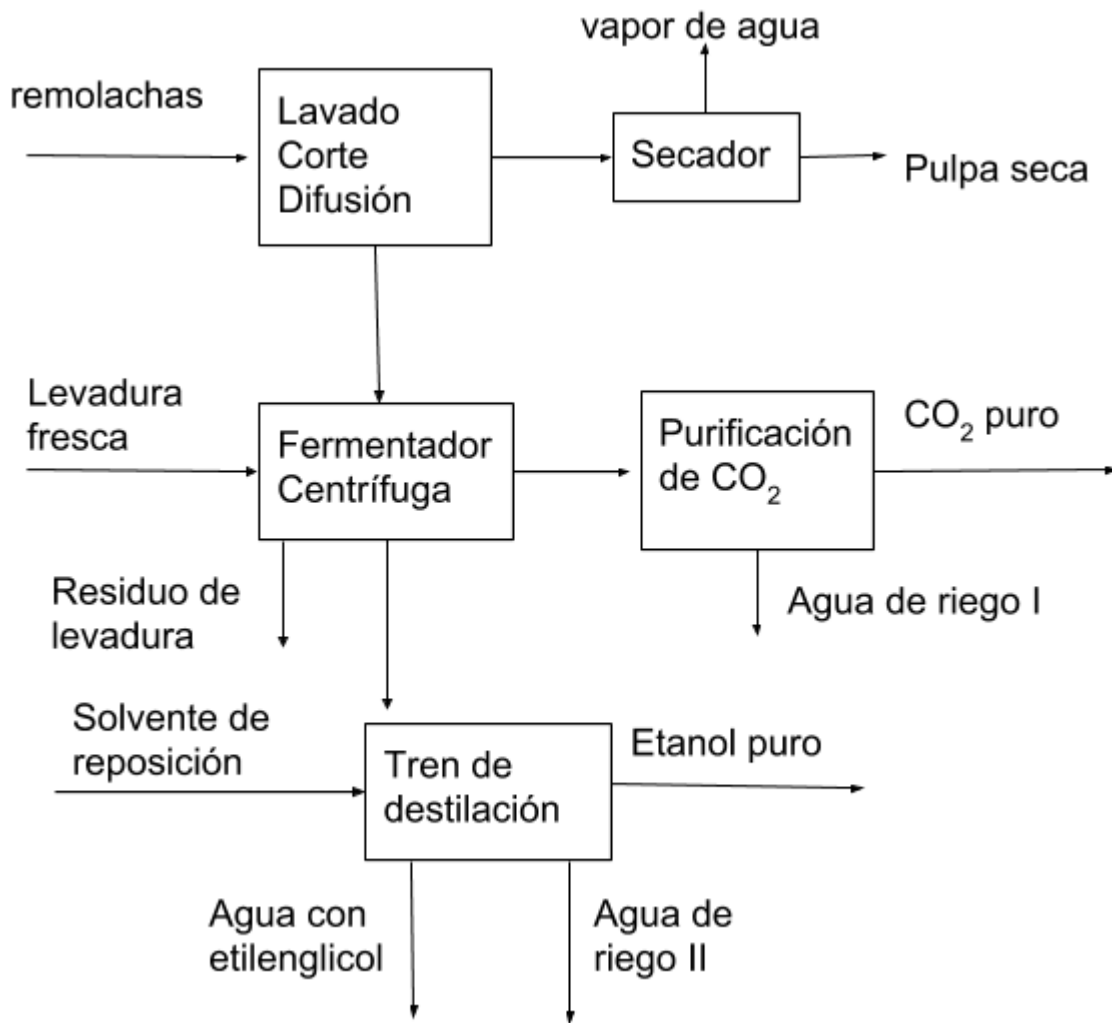


Figura 8.6: representación simplificada del proyecto de elaboración de bioetanol.

Se realiza entonces un balance de materia global de toda la planta a caja negra.

Masa ingresante = Masa egresante

Donde

$$\text{Masa ingresante} = W_{\text{Remolacha}} + W_{\text{Levadura fresca}} + W_{\text{Solvente de reposición}}$$

$$\text{Masa egresante} = W_{\text{Vapor de agua}} + W_{\text{Pulpa seca}} + W_{\text{CO}_2 \text{ puro}} + W_{\text{Agua de riego I}} + W_{\text{Residuo de levadura}} + W_{\text{Etanol puro}} + W_{\text{Agua con etilenglicol}} + W_{\text{Agua de riego II}}$$

Donde “W” representa caudal másico en kg/h y el subíndice indica la corriente a la que hace referencia.

En la Tabla 8.6 se resumen entonces los valores para cada flujo másico, que fueron calculados a lo largo del presente trabajo.

Tabla 8.6: corrientes ingresantes y egresantes de la planta de bioetanol

Corriente	Caudal másico (kg/h)
Corrientes de ingreso	
Remolacha	$3 \cdot 10^5$
Levadura fresca	$3,5 \cdot 10^3$
Solvente de reposición	30
Total ingreso	$3 \cdot 10^5$
Corrientes de egreso	
Vapor de agua	$4,2 \cdot 10^4$
Pulpa seca	$1,8 \cdot 10^4$
Residuo de levadura	$4,87 \cdot 10^4$
CO ₂ puro	$2,19 \cdot 10^4$
Agua de riego I	9722
Etanol puro	$1,68 \cdot 10^4$
Agua con etilenglicol	924
Agua de riego II	$1,5 \cdot 10^5$
Total egreso	$3 \cdot 10^5$

Por lo tanto, se comprueba el funcionamiento en estado estacionario de la planta de producción de bioetanol junto a la de purificación de dióxido de carbono ya que

$$W_{\text{Ingreso}} = W_{\text{Egreso}}$$

CAPÍTULO 9: ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO

9.1 JUSTIFICACIÓN PRELIMINAR DEL PROYECTO

Como se mencionó en el Capítulo 1, en Argentina, se utiliza un 12% de bioetanol para corte de nafta. Si se aumentara este porcentaje a un 15%, no estaría satisfecha la demanda interna y se requeriría así una mayor producción de bioetanol en el país, ya que se superaría la capacidad instalada actual (1,2 millones de m³ anuales). De esta forma, una planta de bioetanol a partir de remolacha azucarera, sería viable. A su vez, es posible la utilización de gasolinas con cortes de etanol mayores a 25% en motores “flex fuel”. La implementación de estos vehículos es una realidad en países latinoamericanos como Brasil y se busca, en el futuro, el desarrollo de políticas que inciten a la utilización de los mismos en Argentina. Por lo tanto, al aumentar el porcentaje de bioetanol presente en los combustibles, se podría hasta duplicar la demanda nacional del mismo, que no podría ser cubierta por la capacidad total de los productores establecidos. Estas condiciones generarían un escenario ideal para el desarrollo de una planta nueva de producción de bioetanol a partir de remolacha. Además del evidente crecimiento de la demanda nacional de bioetanol en los últimos años, las exportaciones están en aumento sobre todo a mercados como Estados Unidos. Es por esto, que se puede asegurar una demanda para el desarrollo de una nueva planta de bioetanol.

Por otro lado, el proceso productivo con remolacha es favorable en comparación con otras materias primas. En la siguiente Tabla 9.1 se detallan los rendimientos de la producción de bioetanol a partir de distintas materias primas.

Tabla 9.1: rendimientos de la obtención de etanol a partir de distintas materias primas

CULTIVO	Producción t/ha	Rendimiento en etanol kg/l	Producción de etanol l/ha
Remolacha	60	10	6.000
Trigo de secano	2,5	2,85	877
Maíz	10	2,7	3.703
Pataca	65	12	5.416
Sorgo azucarero (tallos)	90	15	6.000

Como indica la Tabla 9.1, se tendría que cultivar el doble de terreno para producir la misma cantidad de etanol que a partir de remolacha o caña. Es verdad que se tendría que procesar menos cantidad de maíz (ya que se utiliza menos masa de grano por litro de bioetanol obtenido) y los equipos serían más pequeños lo que hace que sean más fáciles de controlar, pero también se debe tener en cuenta que antes de obtener la solución apta para fermentar hay que someter al maíz a otros procesos que encarecen el proceso. Además, otra desventaja que corre por cuenta del maíz, es que se estaría destinando a combustible un cereal que puede ser destinado a la industria alimenticia cuando hay otros cultivos que pueden cumplir la misma función. Cabe destacar que la remolacha azucarera no es un alimento.

Por otro lado, se observa que los rendimientos usando caña y remolacha son similares. La gran diferencia y lo que define finalmente la materia prima que es más conveniente es que la caña de azúcar se puede cultivar solo en época de zafra y en climas cálidos, mientras que la remolacha se adapta variedad de temperaturas y se puede cultivar casi todo el año.

9.2 CAPEX (INVERSIÓN)

9.2.1 INVERSIÓN FIJA

Como los precios de los equipos se obtuvieron de distintas fuentes se decide tomar un criterio para llevar los precios a los equivalentes en territorio argentino en el año corriente.

Para los productos hallados en páginas web del exterior (Ej. Alibaba) se considera que el precio expuesto es el precio FOB (en puerto del país de origen). Como estos productos suelen estar ofrecidos en un amplio rango de capacidad y un rango de precios se utilizan estos datos para determinar el factor costo capacidad del equipo (x) y así calcular el precio del equipo de la capacidad que se requiere.

$$I_{\text{capacidad1}} = I_{\text{capacidad2}} (\text{capacidad1}/\text{capacidad2})^x$$

Una vez hecho esto se le suma el transporte a Argentina, gastos de aduana y seguros. Como este es un cálculo complejo de estimar, ya que es muy variable según cada equipo, tamaño, distancia del flete, etc, se estima con criterio tomar un 25% más del valor FOB para tener el precio en fábrica.

Para los equipos cuyo precio fue hallado en el catálogo “Process Equipment Cost Estimation Final Report” de 2002, se corrige el precio mediante índices.

Índice 2002: 1096,4; Índice 2017: 1593,7

No se halló el índice 2018, por lo que se considera 2017 equivalente a año actual.

Luego, a todos los equipos en Argentina en año actual se le sumará un porcentaje de instalación del 37,5% del precio original. Se toma este valor ya que es el promedio entre los valores propuestos por la cátedra de Ingeniería Económica: 20% para ingeniería inmediata y 55% para instalación compleja. Esto se le aplicará a la suma del valor de todos los equipos.

Por otro lado, todo aquello equipo o componente de la inversión que se encuentre en pesos argentinos se pasará a dólares con el dólar del momento: 36,64 AR\$/US\$.

9.2.1.1 INVERSIÓN EN EQUIPOS (PLANTA BIOETANOL Y CO₂)

Los equipos nombrados a continuación son todos aquellos del Capítulo 7 y 8, donde se informó su fuente correspondiente. De no ser hallado el precio del fabricante, se procederá a aproximar el mismo a partir de un equipo similar, o como última instancia, a partir de “Process Equipment Cost Estimation Final Report” a partir de capacidades o tamaño de equipo según corresponda.

Tabla 9.2: precio final equipos

Equipo	Precio final (US\$)	% Inversión en equipos sin instalar
Báscula para camiones	7500	0,054
Transporte de bandas	3750	0,027
Lavadora de tubérculos	16.262	0,117
Filtro lavadora	12.194	0,087
Molino de cuchillas	218.000	1,563
Equipo de difusión	6.060.000	43,44
Prensa pulpa	20.519	0,147
Secador pulpa	37.500	0,269
Filtro pre fermentador	29.072	0,208
Torres de destilación	314.843	2,26
Centrífuga	1.162.860	8,34
Bombas	177.540	1,273
Fermentadores (+agitadores)	117.389	0,842
Calderas	375.000	2,69
Torres de enfriamiento de agua	181.998	1,305
Intercambiadores de calor	597.422	4,283
Absorbedor CO ₂	72.678	0,52
Compresores	813.670	5,83
Sist. refrigeración CO ₂	2500	0,018
Torre de desodorización	19.000	0,136
Proceso licuefacción	2.748.914	19,71
Tanques almacenamiento	960.236	6,88
TOTAL	13,95 M US\$	

TOTAL C/INSTALACIÓN	19,18 M US\$
----------------------------	---------------------

Para estimar la inversión fija se utilizará método por factores (Chilton 1949). Este consiste en un método mediante el cual puede extrapolarse la inversión fija a partir de la inversión en los equipos principales del proceso con instalación. De esta forma se puede estimar la inversión fija con un error del 10-15% del valor real.

Inversión directa:

- Tuberías de proceso
- Instrumentación
- Edificios de fabricación
- Plantas de servicios
- Conexiones entre unidades

Inversión indirecta

- Ingeniería y construcción
- Factores de tamaño
- Contingencias

Se elige para cada componente de la inversión directa e indirecta un factor. Luego se calculará la inversión fija como:

$$IF = I_D + I_{IN}$$

Finalmente, la inversión fija total será la inversión más el terreno. Y la inversión total será la inversión fija total sumada la inversión en capital de trabajo.

9.2.1.2 INVERSIÓN DIRECTA

De todos los factores propuestos se tomará el valor medio. Por otro lado, de aquellos procesos que no se posean o no sean necesarios se considerará un factor de 0. La bibliografía de la cual se estimaron los factores se encuentra en el Anexo B.

IF: inversión fija (sin terreno)

IE: inversión en equipos instalados

fi: factores de multiplicación para la estimación de la inversión directa

fli: factores de multiplicación para la estimación de la inversión indirecta

Tabla 9.3: factores de la inversión directa

Factores experimentales como fracción de IE	
Tuberías de proceso (Proceso mixto) *	$f1 \rightarrow 0,2$
Instrumentación (Control complejo)	$f2 \rightarrow 0,125$
Edificios de fabricación (semiabierta)	$f3 \rightarrow 0,4$
Plantas de servicio	0
Conexiones entre unidades (dispersas)	$f5 \rightarrow 0,2$
Inversión directa: $IE*(1+\Sigma fi)$	36,92 M US\$

* Aquí se incluyen las cañerías con sus respectivas válvulas y caudalímetros, cuando corresponda.

9.2.1.3 INVERSIÓN INDIRECTA

Tabla 9.4: factores de la inversión indirecta

Factores experimentales como fracción de IE	
Ingeniería y construcción (Compleja)	$f11 \rightarrow 0,425$
Factores de tamaño (Unidad comercial grande)	$f12 \rightarrow 0,025$
Contingencias (variaciones imprevistas)	$f13 \rightarrow 0,25$
Factor de inv. indirecta	$f1 = \Sigma f1j + 1$
Inversión fija	$IF=ID*f1 = 62,76 M US\\$

Si se separara la inversión en equipos por planta, y por ende se calcula la inversión fija segregada, se tendría:

$$IF_{\text{bioetanol}} = 46,5 \text{ M US\$}$$

$$IF_{\text{CO}_2} = 16,26 \text{ M US}$$

9.2.2 INVERSIÓN FIJA TOTAL

La inversión fija total es la suma de la inversión fija más al terreno.

9.2.2.1 TERRENO

Se encontró el valor de los terrenos del parque industrial de Bariloche (PITBA), lugar donde se dispondrá la planta. El parque está dividido en distintas zonas con distintos precios el m^2 y la superficie mínima a comprar de parcela es de $600 m^2$. Luego, se informan los precios de los lotes disponibles según su superficie en m^2 . Consultando bibliografía, se decide adquirir 11,5 ha en total para ambas plantas, lo que equivale a $115000 m^2$ de superficie. De las zonas del parque, la de mayor tamaño es la indicada como “U” en la Figura 9.2, la cual cuenta con una superficie a la venta de $125.677 m^2$. En la página oficial del parque se informa que el precio de este lote es de 1.256.020,90 US\$, y el precio del lote en preventa: 1.004.816,72 US\$.

El PITBA cuenta con: cerco perimetral, portería de ingreso, red eléctrica, desagüe pluvial, red vial, red cloacal, desagüe industrial, cortina forestal, alumbrado, fibra óptica.



Figura 9.1: ubicación geográfica del PITBA

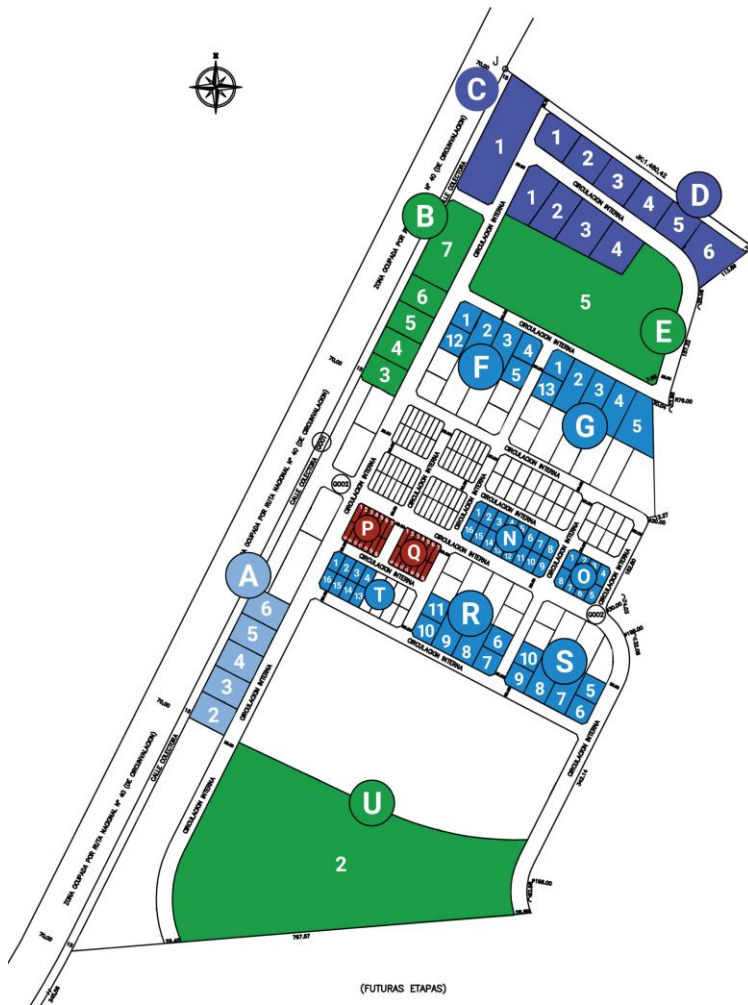


Figura 9.2: zonas y movilidad del parque.

Precio terreno: 1.004.816, 72 US\$

Como IF + terreno = IFT

IFT= 63, 77 M US\$

9.2.3 INVERSIÓN TOTAL

La misma surge de la suma entre la inversión fija total y el capital de trabajo

9.2.3.1 INVERSIÓN EN CAPITAL DE TRABAJO

Los principales rubros que integran el capital de trabajo son

- Existencias de materias primas, productos semielaborados, repuestos, solventes, etc.
- Caja
- Crédito a los compradores, cuentas a cobrar
- Crédito de los proveedores

Al no poder estimar exactamente los últimos 3 puntos componentes de la inversión en capital de trabajo, se decide tomar un porcentaje de la inversión fija total. Se tomará un 10 % de ya que este es el que se toma regularmente para industrias químicas y alimenticias. Luego

IW= 6,37 M US\$

Luego la inversión total:

IT= 70,14 M US\$

Se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 9.5: resumen de estructura de inversión

Inversión fija	62.765.452 US\$
Terreno	1.004.816 US\$
Inversión en capital de trabajo	6.370.000 US\$
Inversión total	70.147.290 US\$

9.3 OPEX (COSTOS)

Son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación. La estimación permite determinar la rentabilidad de un proyecto y evaluar los costos que tienen mayor influencia en la rentabilidad.

- Contabilidad de costos → determinar el costo de un hecho pasado.
- Estimación de costos → se realiza para determinar cuál será el costo futuro de un producto para la determinación de los estudios financieros y económicos y para la evaluación del impacto de eventuales variaciones en la situación del mercado.

9.3.1 COSTOS VARIABLES

9.3.1.1 MATERIA PRIMA

Se estimará a partir de las cantidades requeridas de remolacha, solvente de reposición para la etapa de destilación y las levaduras de reposición del proceso:

Remolacha → 305 t/h = $1,83 \cdot 10^6$ t/año

Se considera, como se ha explicado en capítulos anteriores, que se puede obtener la materia prima de una plantación cercana a la planta, es decir no se calcularán costos de flete, aduana y seguros. Pero, como la remolacha no es producida en argentina, se busca el precio en otras partes del mundo y se hace un promedio entre ellas. Se encontró lo siguiente:

Precios de la remolacha en otros países

- UK: £22,50/t= 29,65 US\$
- Alemania: €25/t= 28,92
- EE UU US\$ 35,5/t
- Francia: €25/t= 28,92 US\$

Luego, se considerará un precio de 30,7 US\$/t remolacha azucarera lo que genera un costo de 56.181.000 US\$/año. Llevándolo con el punto de operación a costo unitario:

Remolacha: 561,81 US\$/m³ etanol

Para el etilenglicol se considera el solvente que se necesita reponer en la segunda torre de destilación: el caudal a reponer es de 30 kg/h. Luego, la densidad del mismo es 1037 kg/m³ en las condiciones de operación, por lo que se cuenta con 173,58 m³/año de etilenglicol a reponer. Se halla en bibliografía que en China se comercializa a 1250 US\$/t. Una tonelada equivale entonces a 0,964 m³ de solvente, luego, el m³ cuesta aproximadamente 1296 US\$. Por lo tanto:

224.956,6 US\$/año, y llevando a costo unitario con el punto de operación:

Etilenglicol: 2,25 US\$/m³ etanol

Para la levadura, se calcula el caudal de reposición necesario. Este surgirá de la diferencia entre la levadura que se requiere ingresar a la batería de fermentadores y la que se recircula:

$$W_{\text{levadura al ingreso}} = 10.550 \text{ kg/h}$$

$$W_{\text{levadura recirculada}} = 7012,8 \text{ kg/h}$$

Luego, la levadura a reponer será (fresca): 3537,2 kg/h = 21.223,2 t/año

Se considera nuevamente que toda la materia prima se tendrá a disposición en el país. Pero, al no encontrarse precios en el mismo, se utiliza precio de China que fue el único lugar donde se halló el valor. Como en este país los valores, en general, son mucho menores que en el resto del mundo, se aplica un 25% más, como si se debiera traer a Argentina, para tener un valor más real del que se puede conseguir en el mercado:

US\$ 1000/t * 1,25 = 1250 US\$/t. Luego, en un año será 26.529.000 US\$/año. Llevándolo a costo unitario:

Levaduras: 265,29 US\$/m³ etanol

Finalmente, para las tres materias primas, el valor del costo unitario será de

Costo materia prima: 828,35 US\$/m³ etanol

9.3.1.2 ENVASES

Como tanto el CO₂ como el etanol se comercializarán a granel, luego no se producirán erogaciones por la compra de envases y embalajes y el costo de envases será igual a cero.

9.3.1.3 MANO DE OBRA DIRECTA

Incluye los sueldos de obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto. Para estimarlo se requiere conocer el precio de la hora-hombre y el número de horas hombre para el período de tiempo que se está realizando el cálculo. Luego, a partir de eso se calcula la cantidad de personal. Al valor básico de la hora hombre deben adicionarse las cargas sociales, vacaciones, ropa de trabajo, salario familiar y seguro. Henry Wessel desarrolló un método que establece relaciones exponenciales las etapas identificables en el proceso y la producción. En la Figura 9.3 se representa en abscisas la capacidad de planta expresada en toneladas/día y en ordenadas los requerimientos de mano de obra por día y etapas de proceso.

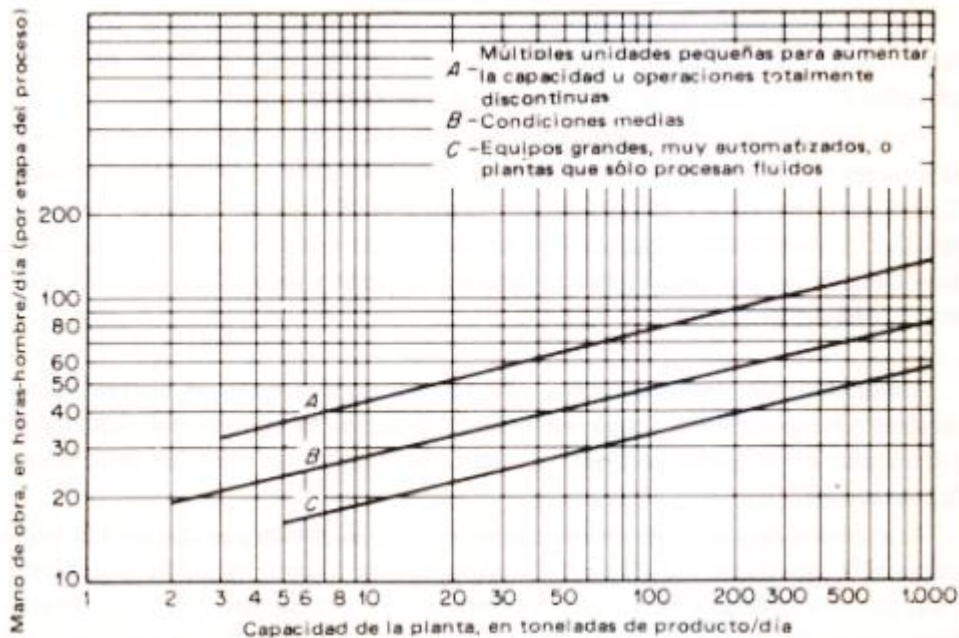


Figura 9.3: gráfico de Wessel.

Luego, la capacidad de diseño de nuestra planta de etanol es $125.000 \text{ m}^3/\text{año} = 500 \text{ m}^3/\text{día}$. Luego, como la densidad del etanol es $739,6 \text{ kg/m}^3$ en las condiciones de producción ($1 \text{ atm} - 78,11^\circ\text{C}$). En toneladas por lo tanto tenemos $369,8 \text{ t/día}$. Considerando que los equipos son grandes, y muy automatizados (curva C). Luego, tenemos $45 \text{ hora-hombre/día}$ por etapa de proceso. Como se cuenta con 6 etapas generales en el proceso:

- Lavado
- Corte
- Extracción
- Tratamiento de pulpa
- Filtro-Fermentación-Centrífuga
- Destilación

Luego se necesitan $270 \text{ hora-hombre/día}$ en la planta de bioetanol

Para la planta de CO₂ se cuenta con una capacidad de 21.850 kg/h = 21,85 t/h = 524,4 t/día. Se necesitan 50 hora-hombre/día por etapa de proceso. Como se cuenta con 4 etapas generales:

- Absorción
- Compresión
- Purificación
- Licuefacción

Luego se requiere 200 hora-hombre/día para la planta de CO₂

Adicionando las cargas sociales, que se lo estima entre un 30-45% del precio de hora-hombre. Considerando un valor intermedio de 37,5%. Tenemos:

Hora-hombre/día bioetanol: 371,25

Hora-hombre/día CO₂: 275

Se calcula la cantidad de operarios de la siguiente forma

Bioetanol → 371,25 hh/día * 1 hombre/8hh ≅ 47 hombres/día

CO₂ → 275 hh/día * 1 hombre/8hh ≅ 35 hombre/ día (Estas cantidades incluyen franqueros)

Luego, la cantidad de personas mencionada anteriormente se dividirá en tres turnos por día de 8 hs cada uno.

Se halló que el precio de la hora en Argentina para operarios de producción es de 102\$. Se le sumará un porcentaje extra para tener en consideración los bonus de presentismo, puntualidad, ropa de trabajo, seguro, etc. Se considera tomar un 15% más de este valor, es decir, 117,3\$. Cabe destacar que ya fueron consideradas anteriormente las cargas sociales. Luego, son 3,31 US\$/h. Por lo tanto multiplicando por las horas-hombre/día se obtiene el costo de operarios al año. Por más que se trabaja 250 días al año, se les pagará a los empleados los 365 días del año. Luego, dividiendo por la producción anual (100.000 m³/año etanol):

371,25 hora-hombre/día * 3,31 US\$/ hora-hombre * 365 días/año = 4,49*10⁵ US\$/año

Dividiendo por la producción de 100.000 m³/año → **4,49 US\$/m³ etanol**

Para el CO₂, se calcula el punto de operación:

125.000 m³/año etanol → 21.850 kg/h

100.000 m³/año etanol → 17.480 kg/h (= 104.880 t/año)

Para el dióxido de carbono entonces tenemos:

275 hora-hombre/día * 3,31 \$/hora-hombre * 365 días/año = 3,32*10⁵ US\$/año

Dividiendo por la producción de 104.880 t/año → **3,16 US\$/t CO₂**

9.3.1.4 SUPERVISIÓN

Se estima del 10-25% de MO con cargas sociales. Se toma así un valor medio de 17,5% de la mano de obra. Por lo tanto se obtiene lo siguiente:

→ **0,553 US\$/t CO₂**

→ **0,786 US\$/m³ etanol**

9.3.1.5 SERVICIOS

Se considera aquí el precio del agua, energía eléctrica, y gas natural.

- **AGUA**

Para el cálculo se considera el suministro de agua de los procesos que no son cerrados.

Para estimar el precio del agua en la provincia de Río Negro, se dolariza los valores de este servicio según bibliografía correspondiente al año 2016 y se los trae a precio actual con el precio del dólar en el año corriente. El precio promedio del dólar en el año 2016 fue de 15,15\$/US\$. La categoría correspondiente a la planta es Categoría B - Comercial, clase II, subclase B

Tabla 9.6: precio del agua (servicio)

Rango de consumo bimestral	Precio
De 0 a 30 m ³	29,17 US\$
De 30 a 60 m ³	0,336 US\$/m ³
De 60 a 90 m ³	0,417 US\$/m ³
De 90 a 120 m ³	0,488 US\$/m ³
Más de 120 m ³	0,597 US\$/m ³

Como se puede ver en la Figura 8.6, no es necesaria una corriente de agua como alimentación adicional para el proceso, es decir, todo se encuentra en ciclo cerrado. Esto se debe a que el agua que ingresa con las cosetas es suficiente para suplir las necesidades de agua de la planta, ya que la misma es recuperada en el residuo de la primera torre y recirculada hacia el equipo de difusión.

Por lo tanto, el consumo de agua se debe al consumo de los operarios, laboratorios y mantenimiento de la planta. El consumo para estos dos últimos se asumirá que entran dentro de las categorías de costo variable laboratorio y mantenimiento, respectivamente. Entonces, el consumo de agua se estima como la cantidad de agua necesaria para los empleados. En bibliografía se encontró que la dotación de agua para consumo humano se estima a razón de 80 litros de agua por empleado por turno de 8 horas.

Como la planta trabaja las 24 horas del día, se tienen tres turnos de 8 horas. Además, se sabe que por día se tienen 47 hombres/día para la planta de bioetanol y 35 hombres/día para la planta de purificación del dióxido de carbono. Por lo tanto,

Consumo por turno de agua Bioetanol = (47 hombres/día / 3 turnos/día) * 80 litros /hombre turno = 1253 litros / turno

Por lo tanto,

Consumo por día de agua Bioetanol = 1253 litros agua/ turno * 3 turnos /día= 3759 litros/día = 3,8 m³/día

Con un planteo análogo, también se puede llegar al valor

Consumo por día de agua CO₂ = 2800 litros/día = 2,8 m³/día

Por lo tanto, por bimestre se consumen

Consumo bimestral total = (2,8 + 3,8) m³/día * 250 días/año / 6 bimestres /año = 275 m³/bimestre

Como se superan los 120 m³ de consumo de agua por bimestre, luego el precio que se debe aplicar es el de la última categoría de la Tabla 9.5

Se calcula entonces el gasto necesario para los 250 días de operación de la planta

Un costo de 0,597 US\$/m³ de agua por bimestre, significa que al año el costo es de 3,58 US\$/m³.

Costo agua Bioetanol = 3,8 m³/día * 250 días/ año* 3,58 US\$ / m³ = 3401 US\$/año

Análogamente, para el dióxido

Costo agua CO₂ = 2506 US\$/año

Costo agua ambas plantas = 5907 US\$/año

Dividiendo por la producción correspondiente para cada producto (100.000 m³ de etanol al año y 17.480 kg/h = 1,049*10⁵ t de CO₂ al año) se obtienen los valor unitarios del costo por consumo de agua.

Costo unitario Bioetanol = 0,034 US\$/m³

Costo unitario CO₂ = 0,024 US\$/t

● GAS NATURAL

Los únicos equipos que utilizan gas natural son las calderas. El consumo total es de 7756 m³/h. El gobierno nacional ha estandarizado las categorías de cliente. La planta de etanol, por su consumo diario, entraría en la categoría “Gran usuario FD”. Las tarifas FD requieren el pago de cargo por reserva de capacidad más un cargo por m³ consumido. Según la tabla de precios, el costo por reserva de capacidad es 0,884611 \$/(m³/día) y el costo del servicio en si es 0,049078 \$/m³. Para el cálculo del precio de reserva se estima que el periodo de reserva es de 30 días por falta de información. El costo del servicio se calcula como

$$\text{costo}_r = 7756 \text{ m}^3_{\text{gas}}/\text{h} * 6000 \text{ h/año} * 0,884611 \text{ \$/m}^3_{\text{gas}} * (30 \text{ días})^{-1} * (100000 \text{ m}^3_{\text{EtOH}}/\text{año})^{-1}$$

$$\text{costo}_g = 7756 \text{ m}^3_{\text{gas}}/\text{h} * 6000 \text{ h/año} * 0,049078 \text{ \$/m}^3_{\text{gas}} * (100000 \text{ m}^3_{\text{EtOH}}/\text{año})^{-1}$$

Costo_{total} = 36,56 \$/m³ etanol

Llevándolo a dólares, el costo de gas natural es de:

Costo gas natural: 1 US\$/m³ etanol

- **ELECTRICIDAD**

El consumo de las plantas es el siguiente

- Bioetanol → 4401,5 kW
- CO₂ → 3002 kW

Tabla 9.7: esquema tarifario de electricidad

Concepto	Tarifa	Bioetanol (\$/año)	CO ₂ (\$/año)
CGC T2	7851,62 (\$/mes)	65.430	-
Cargo uso de red	12,72 (\$/ kw-mes)	469.527	318.265
Cargo potencia en punta	11,81 (\$/kw-mes)	435.937	295.496
Cargo transporte otros agentes	0,13 (\$/kwh)	3.455.010	2.341.560
Cargo energía (P)	2,436 (\$/kwh)	64.741.572	43.877.232
Cargo energía (R)	2,33 (\$/kwh)	61.924.410	41.967.960
Cargo energía (V)	2,213 (\$/kwh)	58.814.901	39.860.556
Total (\$/año)		189.906.787	128.661.069
Total (US\$/año)		5.183.045,5	3.511.492
(US\$/m ³ etanol) (US\$/t CO ₂)		51,83	33,48

Costo total servicios:

52,86 US\$/m³ etanol

33,48 US\$/t CO₂

Para la planta de CO₂, no se consume gas natural ni agua adicional.

9.3.1.6 MANTENIMIENTO

Se estima como un 2 a 10% de la inversión fija (US\$/año). Se toma un 6% que es el valor promedio. Luego, se separará las inversiones de ambas plantas para poder calcular cada costo unitario. La IF de la planta de bioetanol es 46,5 M US\$ y la IF de la planta de CO₂ 16,26 M US\$.

El costo de mantenimiento será 2,79 M US\$/año para la planta de bioetanol y 0,98 M US\$/año para la planta de CO₂. Luego, utilizando los puntos de operación se lleva a costo unitario:

Bioetanol → **27,9 US\$/m³ etanol**

CO₂ → **9,34 US\$/t CO₂**

9.3.1.7 SUMINISTROS

Se estima como un 0,5 al 1% de la IF (US\$/año). Se toma un 0,75% que es el valor promedio. Luego, separando nuevamente la inversión fija del etanol y CO₂, se calcula el valor de suministros anual de cada uno, y se divide por su punto de operación:

Bioetanol → 3,49 US\$/m³ etanol

CO₂ → 1,16 US\$/t CO₂

9.3.1.8 LABORATORIO

Se estima de un 2-20% de MO con cargas sociales. Se toma el valor medio (11%). Luego:

Bioetanol → 0,49 US\$/m³ etanol

CO₂ → 0,35 US\$/t CO₂

9.3.1.9 REGALÍAS Y PATENTES

Se calcula como un 0 al 5% de las ventas totales. Se considera 2,5%. Para el cálculo de las ventas se hará la venta para el punto de operación y la venta para la capacidad de diseño. Luego, los costos estarán asociados a las ventas para la capacidad de diseño, ya que se debe tomar el mayor valor para este cálculo, pero en el análisis del flujo de caja se tomará las ventas para el punto de operación.

Para el CO₂ se toma un precio de 0,15 €/kg como se explicó en el capítulo 6 lo que equivale a 0,17 US\$/kg. Utilizando la capacidad de diseño (21.850 kg/h):

Ventas CO₂ para el cálculo de costos: 22,29 M US\$/año

Ventas CO₂ para el flujo de caja: 17,83 M US\$/año

Para el etanol el precio en Argentina en octubre de 2018 es de 22 \$/l. Este valor corresponde al bioetanol producido a partir de caña de azúcar, pero se toma este precio debido al que el proceso de fermentación en la producción es análogo al de la remolacha. No es así el caso del maíz, ya que el proceso difiere en algunos aspectos.

Si se convierte el precio de venta a dólares se obtiene un valor de 0,6 US\$/l. Es decir, 600 US\$/m³ etanol.

Por lo tanto, como la capacidad de diseño de la planta es 125.000 m³ etanol/año, se obtendría un ingreso por ventas de 75 M US \$ /año.

Ventas etanol para el cálculo de costos: 75 M US\$/año

Ventas etanol (para el flujo de caja): 60 M US\$/año

Luego, para la pulpa seca para alimentación de ganado, se tiene 18.000 kg/h lo que equivale a 108.000 t/año. El precio de venta de este subproducto (ya seco) es de 245,6 US\$/t. Entonces con la capacidad de diseño se calcula las ventas para los costos, y con el punto de operación (14.400 kg/h pulpa) para el flujo de caja:

Venta pulpa remolacha para el cálculo de costos: 26.524.800 US\$/año

Venta pulpa remolacha para el flujo de caja: 21.219.840 US\$/año

Los costos dependientes de la pulpa se asociarán al etanol ya que el proceso de obtención de la pulpa se lleva a cabo en la planta de etanol. Por lo tanto, considerando etanol más pulpa:

Ventas totales etanol para el cálculo de costos: 101.524.800 US\$/año

Ventas totales etanol (para flujo de caja): 81.219.840 US\$/año

Luego, el costo variable será:

Bioetanol → 2,538 M US\$/año

CO₂ → 0,56 M US\$/año

Dividiendo por el punto de operación se obtiene el costo unitario:

Bioetanol → 25,38 US\$/m³ etanol

CO₂ → 5,34 US\$/t CO₂

9.3.1.10 COSTOS VARIABLES TOTALES

$$CVT = N * CVU$$

Siendo CVU los costos variables unitarios y N la producción:

$$CVT \text{ etanol} = 100.000 \text{ m}^3/\text{año} * (94,75 \text{ US}/\text{m}^3 \text{ etanol}) = 94,38 \text{ M US}/\text{año}$$

$$CVT \text{ CO}_2 = 104.880 \text{ t/año} * (53,383 \text{ US}/\text{t CO}_2) = 5,59 \text{ M US}/\text{año}$$

A continuación se ilustra en una tabla los costos de ambas plantas:

Tabla 9.8: costos variables

CV(unitarios)	Bioetanol (US\$/m ³)	CO ₂ (US\$/t)
Materia prima	828,35	0
Envases	0	0
Mano de obra	4,49	3,16
Supervisión	0,786	0,553
Servicios	52,86	33,48
Mantenimiento	27,9	9,34
Suministros	3,49	1,16
Laboratorio	0,49	0,35
Regalías y patentes	25,38	5,34

Se observan mejor en el siguiente gráfico:

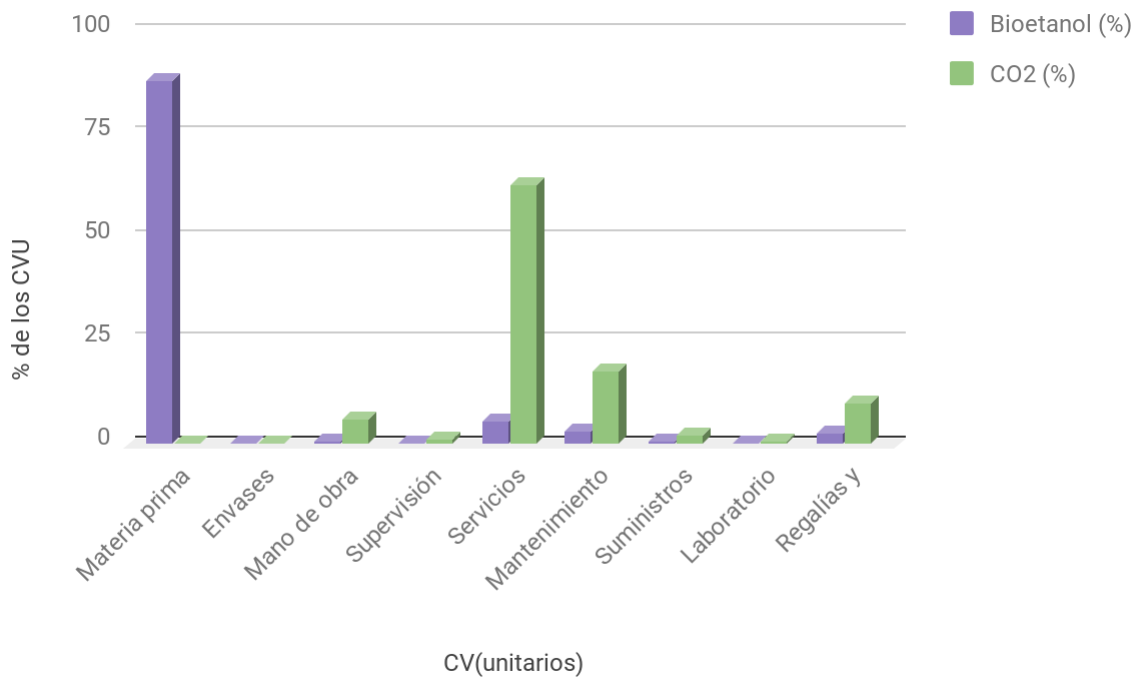


Figura 9.4: distribución de costos variables Bioetanol y CO₂

Se observa que el mayor costo se da en la materia prima, con un 87,3% de los variables totales en la de etanol y en CO₂ en servicios (63%).

Comparando ambas plantas:

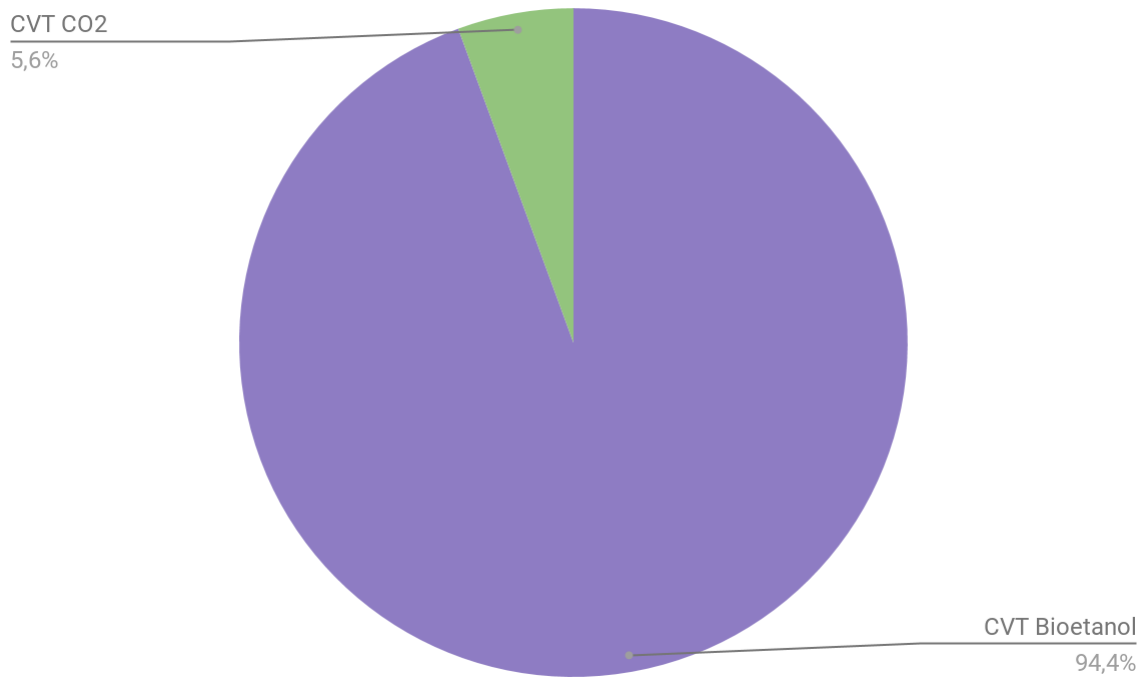


Figura 9.5: comparación costos variables unitarios de ambos productos

Es coherente que en la Figura 9.5 la mayoría de los costos variables unitarios correspondan al bioetanol ya que es la planta principal de proyecto siendo el dióxido de carbono un subproducto del proceso de fermentación. Por lo tanto, como la materia prima se debe adquirir para el proceso principal que es el bioetanol y esta es uno de los mayores costos de producción, se entiende que los costos de etanol sean mucho mayores que los del CO₂.

9.3.2 COSTOS FIJOS

9.3.2.1 DEPRECIACIÓN

La depreciación es la disminución en valor de los bienes a medida que crece la antigüedad. Este costo, por lo tanto, difiere del resto en que siempre se paga por adelantado. En lugar de cargar el precio de compra completamente de un nuevo bien como gasto de una sola vez, se distribuye su costo de compra durante la vida del bien. Este concepto no aplica para el terreno, ya que es uno de los pocos bienes que no se deprecia ya que el valor permanece constante o en aumento a lo largo del tiempo. El valor depreciable de los bienes es, por lo tanto, el valor de la inversión fija menos el valor residual de la misma el último año del proyecto.

Se toman 20 años de vida de ambos proyectos (planta de bioetanol y de licuefacción del dióxido de carbono). Además, se utiliza un valor residual promedio de plantas químicas del 10% de la inversión fija. Por lo tanto, el valor depreciable será

$$\text{Inversión depreciable} = I_F - L$$

Donde I_F es la inversión fija y L es el valor residual. Por lo tanto

$$\text{Inversión depreciable} = I_F * 0,9$$

Además, se utiliza el método de depreciación de línea recta ya que es el utilizado en Argentina legalmente para el cálculo de los impuestos. La depreciación entonces se calcula como

$$\text{Depreciación anual} = (1/n) * (I_F - L)$$

Donde n es el número de años de vida útil del proyecto. Por lo tanto

$$\text{Depreciación anual}_{\text{Bioetanol}} = 2,092 * 10^6 \text{ US\$/año}$$

$$\text{Depreciación anual}_{\text{CO}_2} = 7,3 * 10^5 \text{ US\$/año}$$

9.3.2.2 COSTO DE IMPUESTOS

Son los impuestos fijos a la propiedad. Dependen del lugar y la legislación vigente.

Se va a estimar el costo anual como 1,5% de la inversión fija. Por lo tanto,

$$\text{Costo de impuestos}_{\text{Bioetanol}} = 697050 \text{ US\$/año}$$

$$\text{Costo de impuestos}_{\text{CO}_2} = 243900 \text{ US\$}$$

9.3.2.3 COSTO DE SEGUROS

Se incluyen los seguros sobre la propiedad, para el personal y para las mercaderías. Se estima el costo anual como 0,75% de la inversión fija.

$$\text{Costo seguros}_{\text{Bioetanol}} = 346.950 \text{ US\$/año}$$

$$\text{Costo seguros}_{\text{CO}_2} = 121.950 \text{ US\$/año}$$

9.3.2.4 COSTOS DE FINANCIACIÓN

Se asume que el proyecto se llevará a cabo con capital propio, por lo que se desprecia el costo de financiación.

9.3.2.5 COSTOS DE VENTA Y DISTRIBUCIÓN

Aquí se incluyen los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, salarios, comisiones, y gastos de viaje para empleados del departamento de ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas y los servicios técnicos de venta. Se lo estima como un 3% de los ingresos anuales por ventas. Por lo tanto

$$\text{Costo de venta y distribución}_{\text{Bioetanol}} = 3.045.744 \text{ US\$/año}$$

$$\text{Costo de venta y distribución}_{\text{CO}_2} = 668.700 \text{ US\$/año}$$

9.3.2.6 COSTOS DE DIRECCIÓN Y ADMINISTRACIÓN

Se incluyen aquí todos los costos de la administración de la empresa: los salarios del personal y los gastos generales tanto de insumos como de servicios. También incluye los gastos de dirección de la empresa y el gasto a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría.

Se estimará este costo como 30% del costo de mano de obra directa calculado para la capacidad de diseño anual. Por lo tanto

Costo dirección y administración $\text{Bioetanol} = 0,3 * 449.000 \text{ US\$/año} = 134.700 \text{ US\$/año}$

Costo dirección y administración $\text{CO}_2 = 0,3 * 332.000 \text{ US\$/año} = 99.600 \text{ US\$/año}$

9.3.2.7 COSTOS DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO

Incluyen los suministros, costos de operación de la maquinaria y salarios del personal directamente relacionado con esta área. Se estima el costo como 2,5% de los ingresos por ventas anuales.

Costo investigación y desarrollo $\text{Bioetanol} = 2.538.120 \text{ US\$}$

Costo investigación y desarrollo $\text{CO}_2 = 557.250 \text{ US\$}$

En la Tabla 9.9 se pueden ver entonces las estructuras de costos fijos de ambos productos.

Tabla 9.9: costos fijos totales anuales según producto de fabricación

CF (total)	Bioetanol (US\$/año)	CO ₂ (US\$/año)
Depreciación	2.091.150	731.700
Impuestos	697.050	243.900
Seguros	346.950	121.950
Financiación	0	0
Venta y distribución	3.045.744	668.700
Dirección y administración	134.700	99.600
Investigación y desarrollo	2.538.120	557.250

Por lo tanto, si se suman todos los costos fijos totales correspondientes al bioetanol y el subproducto CO₂ se obtienen los costos fijos totales (CFT).

CFT = 11276814 US \$/año

En la Figura 9.6 se muestra la estructura de costos fijos de la planta de producción de bioetanol.

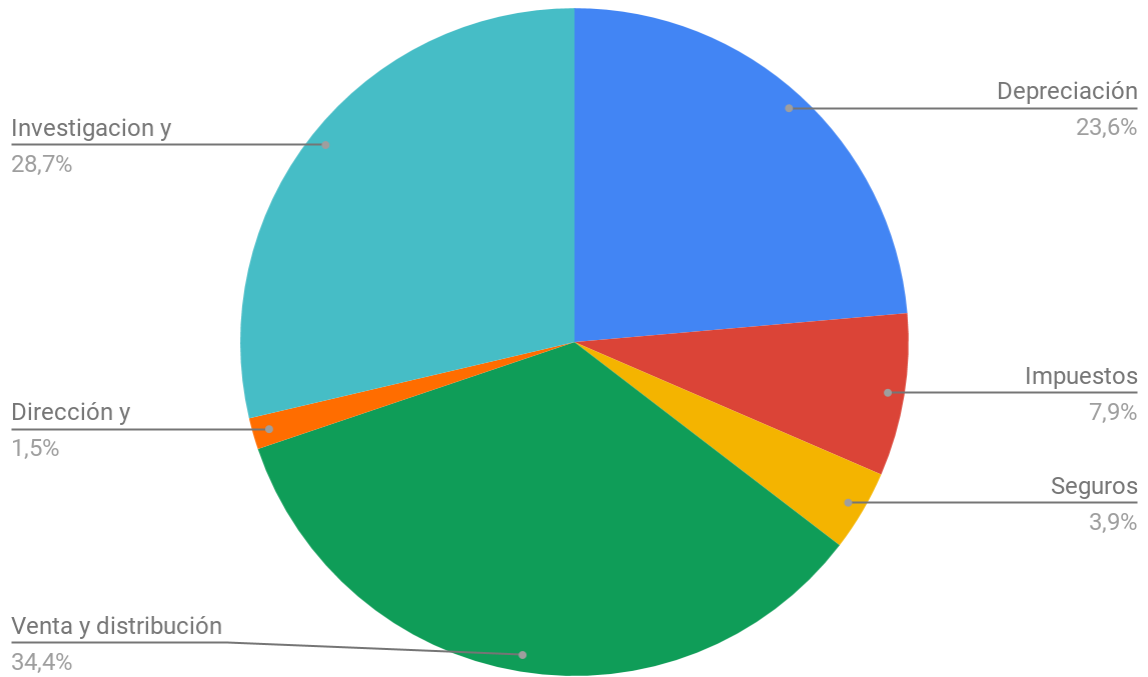


Figura 9.6: estructura de costos fijos en la planta de bioetanol

Por otro lado, en la Figura 9.7 se muestra la estructura de costos de la planta de captura y venta del dióxido de carbono.

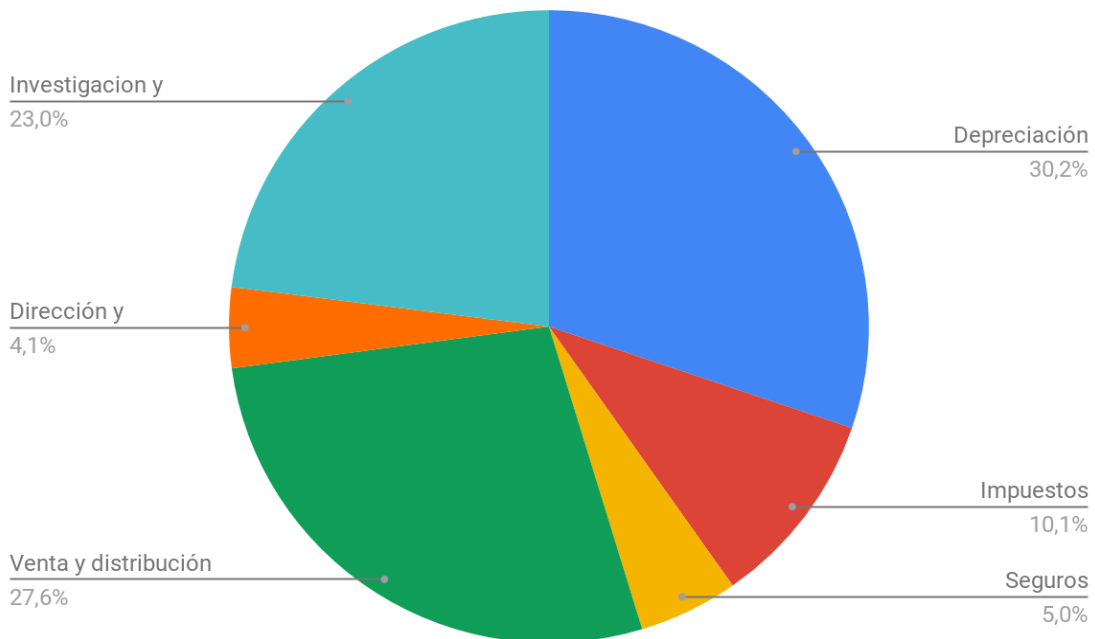


Figura 9.7: estructura costos fijos en la planta de CO₂

En la Figura 9.8 se realiza la comparación entre los costos fijos totales del proyecto que corresponden al bioetanol y al CO₂.

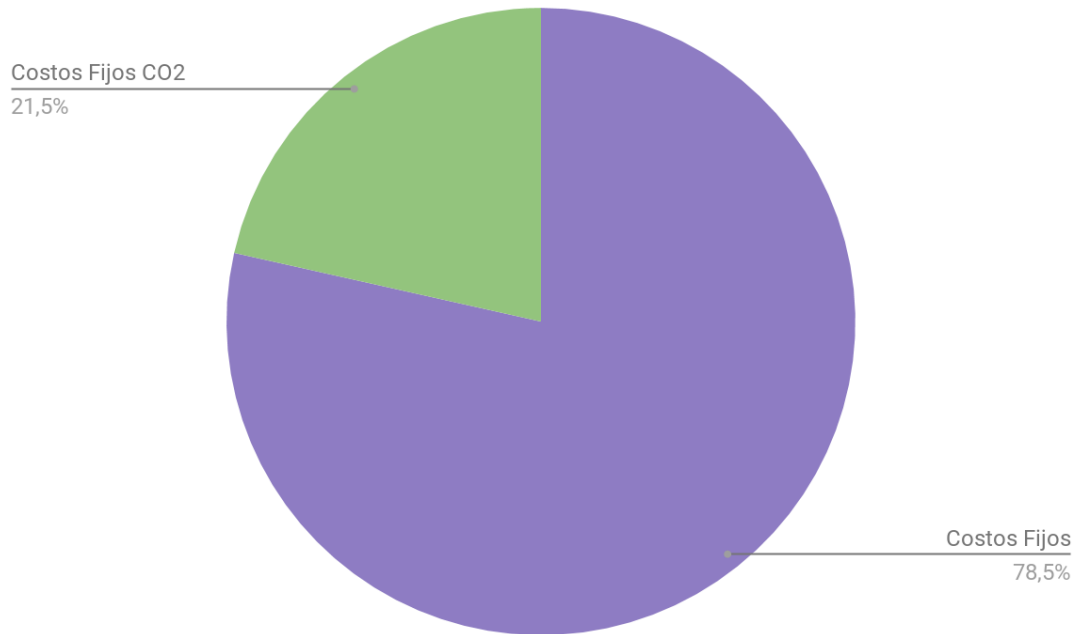


Figura 9.8: comparación de costos fijos totales de ambos productos.

Es posible entonces ver que en la Figura 9.8 el 78,5 % de los costos fijos totales corresponde a la producción de bioetanol. Esto es coherente ya que la planta principal del proyecto es de bioetanol y el dióxido de carbono corresponde a un subproducto del proceso.

Por último, en la Figura 9.9 se comparan los costos fijos totales con los costos variables totales para el etanol y el dióxido de carbono.

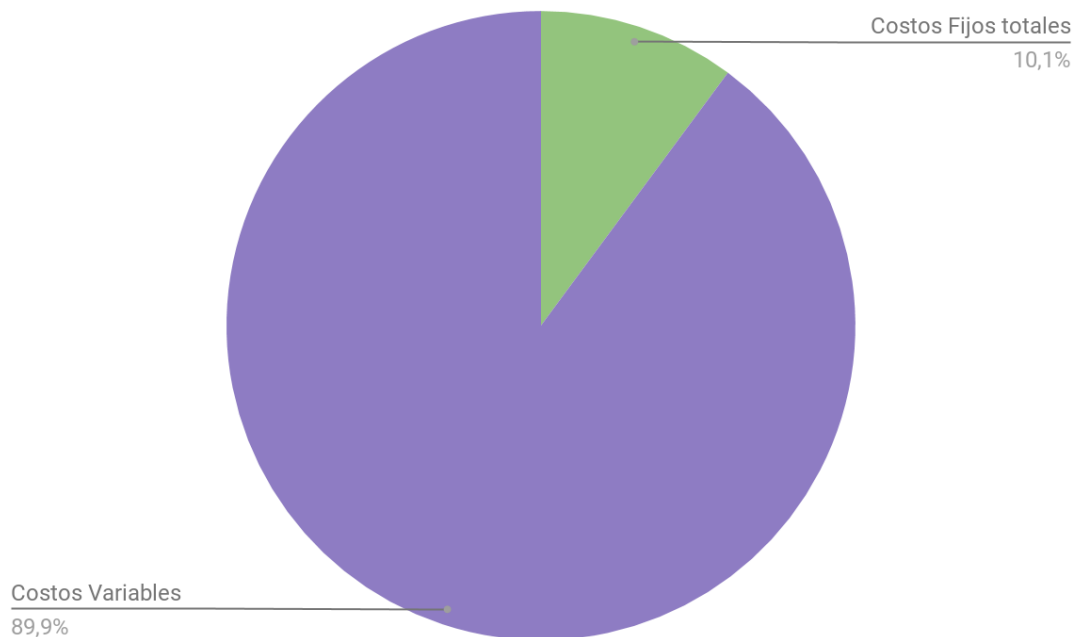


Figura 9.9: costos totales, división en variables y fijos

Como se puede ver entonces en la Figura 9.9, los costos variables representan cerca del 90% de los costos totales de producción, siendo la materia prima el costo más grande dentro de los variables. Por lo tanto, se concluye que el factor más decisivo en los costos de producción es la materia prima.

9.4 RENTABILIDAD

Conceptualmente es una medida de la ganancia obtenida por una actividad en relación a la inversión de capital necesaria para que esa actividad se realice.

- Rentabilidad económica: medida del crecimiento del activo total de la empresa independientemente de la financiación de los mismos
- Rentabilidad financiera: medida referida al rendimiento de los fondos de la empresa.

En el presente informe se analizará solamente la rentabilidad económica, ya que se asume que la financiación del proyecto se lleva a cabo con capital propio.

Diagramas de flujo de caja → muestra el flujo de dinero acumulado en la empresa pero no tiene en cuenta: el riesgo - tasa a la cual es generado el dinero del proyecto - ganancias por reinversión.

Cuadro de fuentes y uso de fondos → Muestran cuál es el origen de los fondos y su destino final, considerando el año como período de tiempo:

- Fuentes:
 - Capital propio (IT)
 - Créditos
 - Ventas
- Fondos:
 - Activo fijo (IFT)
 - Activo trabajo (IW)
 - Costos con depreciación

BNAI: Beneficio neto antes de impuestos = fuentes - fondos

BN: Beneficio neto = BNAI - impuestos

FC: Flujo de caja = BN + depreciación

9.4.1 MÉTODOS DE ESTIMACIÓN DE RENTABILIDAD

Estáticos: no tienen en cuenta el valor temporal del dinero

- Tasa de retorno sobre inversión original (Iio)
- Tasa de retorno sobre inversión promedio (ip)
- Tiempo de repago

Dinámicos: tienen en cuenta el valor temporal del dinero (“1\$ hoy vale más que 1\$ mañana”)

- Valor presente (VP)
- TIR

Luego se analiza, si la tasa de rentabilidad calculada (TRC) es mayor a la tasa mínima de rentabilidad aceptable (TRMA), se acepta el proyecto. Si son iguales es indiferente, y si la TRC es menor a la TRMA se rechaza el proyecto.

Para analizar la rentabilidad de un proyecto se utiliza un método estático y uno dinámico. En este caso se utilizará la TIR y el tiempo de repago:

TIR → Se obtiene una tasa de retorno equivalente a la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión y tenerla paga al finalizar la vida útil del proyecto.

$$\sum_{i=1}^n \frac{Fci}{(1+TIR)^i} - IT + \frac{IW+L+terreno}{(1+TIR)^0} = 0$$

Tiempo de repago → Mínimo período de tiempo para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja (FC) del proyecto.

Si los flujos de cajas son constantes:

$$\eta_r = (IF-L)/FC$$

Si los flujo de caja son variables: se debe graficar FC acumulado vs N° años y el corte con el eje abscisas es el tiempo de repago.

$\eta_r < n/2$ para que se considere rentable.

9.4.2 CUADRO DE FUENTES Y USOS DE FONDOS

Se muestra aquí cuál es el origen o fuente de los fondos y cuál es su destino final. Se considera que tanto el activo fijo como el activo de trabajo serán afrontados en su totalidad con fondos propios. Los datos básicos para la preparación del cuadro de fuentes y uso de fondos para el período de construcción de la planta provienen del calendario de inversiones y de la decisión respecto a las fuentes de recursos a utilizar, considerando el año como período de tiempo. Para la etapa de funcionamiento, el cuadro debe mostrar la evolución prevista por la empresa hasta alcanzar su capacidad máxima de producción. Para una simplificación, se considera que siempre se trabaja a la misma capacidad, a pesar de que esto no puede ser verdad sobre todo el primer año de operación de la planta.

Tabla 9.10: cuadro de usos y fuentes

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Fuentes											
Capital propio	70140000										
Ventas netas	0	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840
Total	70140000	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840
Usos											
Activo fijo	63770000										
Activo de trabajo	6370000										
Costos de producción	0	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952
Total	70140000	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952
BNAI	0	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112
Impuestos	0										
BN	0	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112
Depreciación	0	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000
Flujo de caja	0	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112
	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20	
Fuentes											
Capital propio											
Ventas netas	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	
Total	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	99049840	
Usos											
Activo fijo											
Activo de trabajo											
Costos de producción	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	
Total	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	111245952	
BNAI	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	
Impuestos											
BN	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	-12196112	
Depreciación	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	2821000	
Flujo de caja	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	-9375112	

Como se observa en el cuadro de usos y fuentes, los flujos de caja del proyecto son negativos. Esto es debido a los altos costos de materia prima, presentando un 87,8 % de los costos variables y el bajo precio de venta de etanol en el mercado argentino. Aun vendiendo el dióxido de carbono y la pulpa seca para alimento de ganado no se llega a suplir los costos. Finalmente, no se utilizará la TIR o el tiempo de repago para la evaluación del proyecto ya que no tiene sentido económico.

9.5 CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES

A continuación se presenta un cronograma propuesto de acciones para los primeros dos años (24 meses) de realización del proyecto:

Etapas del proyecto /Meses	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
Desarrollo del proyecto - Fase inicial (Ing. Básica)												
Desarrollo del proyecto - Fase intermedia (Ing. Básica)												

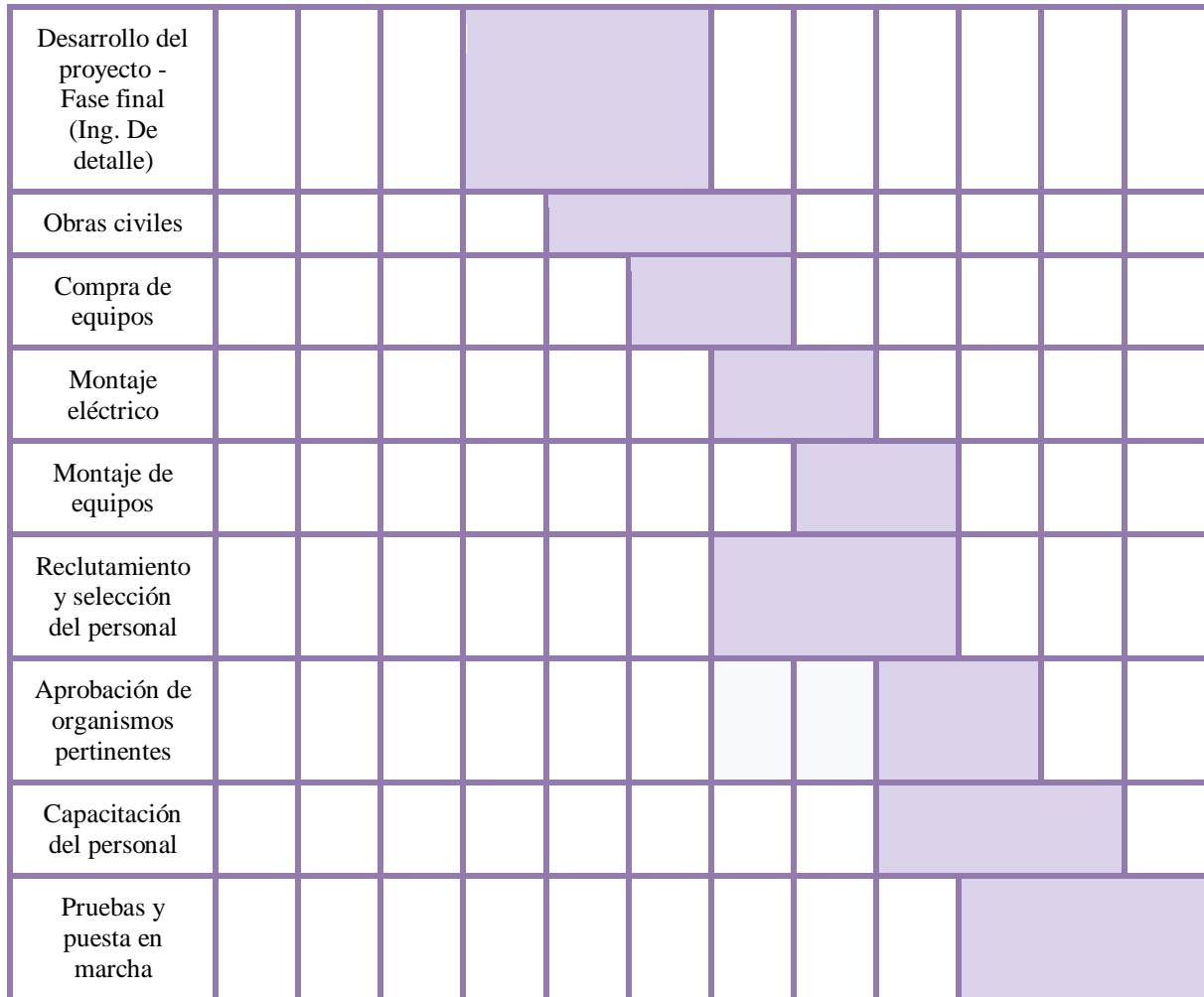


Figura 9.10: cronograma de actividades

9.6 ALTERNATIVA AL PROYECTO

Dado que según las estimaciones realizadas el proyecto no es rentable, se considera que es debido a los altos costos de materia prima, frente al bajo precio de venta de etanol en el país. Se plantea calcular el costo de la misma si se cultiva la remolacha.

Como el análisis económico de factibilidad de una plantación de remolacha azucarera excede a los objetivos de este trabajo ya que conlleva la necesidad de conocimientos agropecuarios, se utiliza la fuente bibliográfica “La remolacha azucarera: política económica a seguir para su implementación en la Argentina” (1959). Se utiliza este informe ya que las plantaciones son diseñadas para un ingenio con días de producción anuales (200 días/año) cercanos a los de producción de bioetanol planteadas en este proyecto (250 días/año). Además, se analizan los costos de producción e inversión para la remolacha azucarera en la provincia de Río Negro, donde estará ubicada la planta de bioetanol analizada en este capítulo.

En el Cuadro N°12 de la bibliografía mencionada, se halla en los costos totales de plantación y obtención de remolacha en fábrica son de 414,8 m\$/t para la provincia de Río Negro (moneda de Argentina entre 1881-1969). Se busca el equivalente a dólares de dicha moneda en el año 1959 (promedio anual) y se obtiene un valor de 79,8 m\$/ US\$. Por lo tanto, se tiene un costo de producción por tonelada de remolacha azucarera de 5,2 US\$/t. Sin embargo,

este valor corresponde al año 1959, por lo que se debe afectar el costo por la tasa de inflación promedio de Estados Unidos entre 1959 y 2018 la cual es de 3,7%:

La fórmula de interés compuesto es $VF = VP (1 + i)^n$ ³⁵

- VF: Valor futuro
- VP: Valor presente
- i: Tasa de interés
- n: Número de periodos entre el valor presente y valor futuro

Entre 1959 y 2018 hay 59 años y la tasa promedio de inflación ha sido del 3,7001%, así que:

$$VF = \$1 * (1 + 0,037001)^{59} = \$8,53$$

Por lo tanto, 5,2 US\$/t equivale a 44,36 US\$/t a día de hoy. Aún mayor que el costo de la materia prima si la misma es comprada con el precio de compra a productores al día de hoy, por lo que la alternativa del cultivo de la remolacha no resulta más rentable que la original.

9.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Se plantea una visión a futuro: la razón de la no-rentabilidad del proyecto es el alto costo de materia prima y el bajo precio del etanol en el mercado de argentina. Se analizan entonces opciones bajo las cuales podría llegar a ser viable la implementación de una planta de bioetanol a partir de remolacha azucarera en Argentina.

A través del análisis del BNAI (10 M US \$ /año) de la producción del subproducto dióxido de carbono se puede ver que este mismo no es el problema de la falta de rentabilidad del proyecto. Por lo tanto, se debe plantear el punto de equilibrio del bioetanol para comprender a qué precio de venta del mismo se obtiene un BNAI nulo, es decir, se cubren los gastos de producción con la venta de los 100.000 m³ anuales planteados. Como se explicó anteriormente, los ingresos son calculados con la venta de los 100.000 m³ anuales pero los costos se toman en base a 125.000 m³ anuales.

Se deduce entonces que el precio del bioetanol debería ser mayor a 1265,4 US\$/m³ para obtener ganancia de la producción del mismo. Es decir, el precio de venta debería aumentar a más del doble del actual para que la remolacha azucarera sea considerada rentable para la producción del etanol.

Por otro lado, se podría analizar la optimización del proceso. Es decir, plantear si se puede generar la misma cantidad de etanol a partir de menor materia prima, lo que disminuiría notablemente los costos. Actualmente, se está utilizando 18,3 kg remolacha para producir 1 l de etanol. Se halló en bibliografía que se puede utilizar 10 kg de remolacha para producir 1 l de etanol. Por lo que sería una disminución de un 45% de materia prima por litro de etanol. Se pasaría de 828,35 US\$/m³ etanol a 455,6 US\$/m³ aproximadamente. Por ende, si se mantiene fijo el precio de etanol en el mercado, y se disminuye el consumo de materia prima:

Costos totales (CT)= 73,97 M US\$/año (valor original: 111,2 M US\$/año)

Manteniendo la inversión fija, terreno, capital de trabajo y ventas, si se observa este cambio en el cuadro de fuentes y usos de fondos, se tendría un beneficio neto antes de impuestos

(BNAI) de 25,07 M US\$. Considerando una tasa impositiva del 35% luego el beneficio neto (por método de línea recta) sería de 16,3 M US\$. Sumando la depreciación (2821000 US\$/año) se obtendría como se ve un flujo de caja positivo (19,12 M US\$/año). Se procede a calcular la TIR y comparar con una tasa rentabilidad mínima aceptable (20% se considera). Finalmente se compara con el tiempo de repago

Luego:

$$\sum_{i=1}^n \frac{Fci}{(1+TIR)^i} - IT + \frac{IW+L+terreno}{(1+TIR)^n} = 0$$

Se le suma tanto el capital de trabajo, valor residual, y terreno al último año de proyecto. Finalmente, la TIR da un valor de 0,271. Cómo es mayor a 0,2 se puede considerar rentable. Se procede a analizar ahora el tiempo de repago:

El mismo se calcula como

$$n_R = (IF - L) / FC = 0,9 * 62,73 * 10^6 \text{ US\$} / 19122277 \text{ US\$} = 2,95 \text{ años}$$

Como este valor es menor a la mitad de la vida útil del proyecto (10 años), luego el tiempo de repago se considera aceptable.

Como tanto la TRMA es mayor al 20% por el método de la TIR, y el tiempo de repago es menor a la mitad de la vida útil del proyecto, se obtiene un proyecto rentable si se pudiera optimizar el proceso y consumir un 45% menos de materia prima por litro de etanol.

Otra alternativa posible sería aumentar la producción: si bien la inversión inicial será mayor por el dimensionamiento de equipos, la contribución será mayor en proporción y podría ser así una alternativa rentable.

A su vez, la bibliografía expuesta en este Capítulo sobre la inversión en plantaciones de remolacha azucarera es antigua, por lo que se deben realizar estimaciones para saber los costos de producción actuales por tonelada de remolacha. Se podría entonces plantear la contratación de especialistas en el tema, para obtener con mayor exactitud los costos que tienen asociados sembrar la propia materia prima en la actualidad y analizar así la alternativa de incluir al proyecto la inversión en el cultivo si el mismo hiciese más rentable el proyecto original.

CONCLUSIÓN GENERAL

Como conclusión del proyecto, se logró diseñar una planta de producción de bioetanol a partir de remolacha azucarera. Se logró una producción de 100.000 m³/año con pureza suficiente para su comercialización como combustible utilizando 3,05*10⁵ kg/h de tubérculo.

Para lograr esto, se dividió el trabajo en 9 capítulos, donde se fueron analizando los distintos aspectos de la planta.

En una primera sección del análisis, comprendida por los Capítulos 1 a 4, se realizó una recopilación y análisis de información para analizar la factibilidad del proceso en cuestión. Inicialmente, se enmarcó la planta en el contexto actual, tanto dentro de la Argentina como a nivel mundial, analizándose el proceso de obtención de bioetanol. De esta forma, se vio que en el contexto del nuevo paradigma mundial, es favorable la creación de plantas de esta índole, proponiéndose la ubicación de la planta en Bariloche, Río Negro.

A continuación se analizaron en detalle la cinética de la reacción de fermentación y las alternativas cinético-termodinámicas para la purificación del bioetanol obtenido. Además, fue posible la optimización del sistema de reactores maximizando la producción para la materia prima dada. Por el lado de la purificación, se vio a la destilación extractiva como la forma que puede ser modelada correctamente por el simulador utilizado, siendo además un método muy utilizado industrialmente en la industria de los biocombustibles.

Por otro lado, con el agregado de un proceso de absorción, purificación y licuefacción se logró capturar y purificar el CO₂ generado en la fermentación para su comercialización de éste último con alto valor agregado. Se obtuvieron 21.850 kg/h CO₂ con 99,8% v/v pureza, apto para la industria farmacéutica y alimentaria.

Tanto de la planta de bioetanol, como de CO₂ se seleccionaron todos los equipos principales, auxiliares, sistema de bombeo, válvulas, medidores de caudal y tuberías de las distintas líneas de proceso

Por último se diseñó la red de intercambiadores de calor, basándose en la integración energética de corrientes de proceso. Además, se dimensionaron y seleccionaron los intercambiadores de calor, condensadores y re-evaporadores utilizados.

Como cierre del proyecto se realizó un análisis económico del mismo. Se estimó un CapEx de aproximadamente 70 millones de dólares. El costo operativo (OpEx) también se estimó a partir de factores y datos conocidos. A partir de estos valores y de los precios de venta del bioetanol, de la pulpa para alimento de ganado y del dióxido de carbono, fue posible realizar un análisis de rentabilidad. En función de los resultados, luego se realizó un análisis de sensibilidad.

BIBLIOGRAFÍA

CAPÍTULO 1

Breve resumen del bioetanol

- “Bio Mass Energy” (2011) [disponible en <http://biomassenergyintroduction.blogspot.com.ar/>]
- García, C. : “Bioetanol” [disponible en http://www.ub.edu/ecologia/carlos.gracia/PublicacionesPDF/Cap%C3%ADtulo%204_Bioetanol.pdf]
- “La producción conjunta de biodiesel y bioetanol en Argentina alcanzará en 2016 un nivel récord de 3.420 millones de litros” (2016) [artículo disponible en <https://biodiesel.com.ar/10221/la-produccion-conjunta-de-biodiesel-y-bioetanol-en-argentina-alcanzara-en-2016-un-nivel-record-de-3-420-millones-de-litros>]
- Bowen, E., Kennedy, S.C., Miranda, K. (2010): “Ethanol from Sugar Beets: “A Process and Economic Analysis” [documento disponible en [https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol from Sugar Beets - A Process and Economic Analysis.pdf](https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol%20from%20Sugar%20Beets%20-%20A%20Process%20and%20Economic%20Analysis.pdf)]

Industria bioetanol

- “Bioindustria Argentina: el etanol argentino, la potencia aún silenciada” (2017) [documento disponible en <https://biodiesel.com.ar/11589/bioindustria-argentina-el-etanol-argentino-la-potencia-aun-silenciada>]
- Molina, C. (2016): “Los biocombustibles en Argentina. Situación actual y perspectivas” [documento disponible en https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal_noticias.aspx?pIDN_oticia=361]
- Castro, V. A., (2015): “Biorrefinerías e integración industrial - el mercado mundial de biocombustibles” [documento disponible en <http://www.bioeconomia.mincyt.gov.ar/wp-content/uploads/2014/12/4-El-mercado-mundial-de-los-biocombustibles-V%C3%ADctor-Castro.pdf>]
- Ministerio de energía y minería, Presidencia de la Nación “Registro de Empresas Elaboradoras de Biocombustibles. Res 419/98”, [documento disponible en <http://www.energia.gov.ar/contenidos/verpagina.php?idpagina=3037>]
- Montilla, F. (2014): “Bioocombustibles - Inversión Mundial en biocombustibles” [documento disponible en <https://www.econlink.com.ar/biocombustibles-inversion-mundial-biocombustibles>]
- Aziakou, J., Dwyer, C., Robert, T., Fisch, S. (2016) “Producción de etanol de segunda generación, una oportunidad histórica para Brasil” [documento disponible en <http://www.knowledgeatwharton.com/es/article/produccion-etanol-segunda-generacion-una-oportunidad-historica-brasil/>]

- Renewable Fuels Association. [disponible en <http://www.ethanolrfa.org/resources/industry/statistics/#1454098996479-8715d404-e546>]

Precios y consumo bioetanol

- Ministerio de Energía y Minería, Presidencia de la Nación. “Precios de Bioetanol” [documento disponible en https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php]
- Markets Insiders “Ethanol Price”. Consultado el 15 de abril de 2018 [disponible en <http://markets.businessinsider.com/commodities/ethanol-price>]
- ”Consumo de combustibl de etanol” [documento disponible en <https://knoema.es/atlas/topics/Energ%c3%ada/Renovables/Consumo-de-Combustible-de-Etanol>]
- Food and Agriculture Organization of the United Nations (2017). ”Biofuels” [documento disponible en <http://www.fao.org/3/a-BT092e.pdf>]

Remolacha azucarera

- Alonso, A. (2017) “ Ya ensayan cultivos para producir bioetanol en escalas industriales” [disponible en <https://www.diariodecuyo.com.ar/suplementos/Ya-ensayan-cultivos-para-producirbioetanol-en-escalas-industriales-20170106-0089.html>]
- Bertancud, E. M. (2016) “La remolacha azucarera y su historia en Argentina”

Ventajas y desventajas del bioetanol

- Vázquez, H.J., Dacosta, O. (2007): “Fermentación alcohólica: Una opción para la producción de energía renovable a partir de desechos agrícolas” [documento disponible en http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1405-77432007000400004]
- Bowen, E., Kennedy, S.C., Miranda, K. (2010): “Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis” [documento disponible en [https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol from Sugar Beets - A Process and Economic Analysis.pdf](https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol%20from%20Sugar%20Beets%20-%20A%20Process%20and%20Economic%20Analysis.pdf)]

Procesos de producción de bioetanol

- Pérez Ávila, A. (2012): “Evaluación del proceso de producción de etanol carburante a partir de Caña azucarera, remolacha azucarera y maíz” [documento disponible en <https://quimiart.files.wordpress.com/2012/05/evaluac3b3n-del-proceso-de-producc3b3n-de-etanol-carburante-a-partir-de-cac3b1a-azucarera-remolacha-azucarera-y-mac3adz.pdf>]

Marco legal

- Resolución 37/2016 [disponible en <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/260000-264999/260152/norma.htm>]
- Ley 26.093 [disponible en <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/115000-119999/116299/norma.htm>]

Subproductos

- "Bioetanol" [documento disponible en <http://www.plantasdebiomasa.net/bioetan.html>]

Cientes del bioetanol

- Ministerio Nacional de Modernización, Presidencia de la Nación. [documento disponible en <http://www.datos.gob.ar/dataset/estadisticas-biodiesel-bioetanol/archivo/cac26a2b-4edb-4574-9f6e-9c931c6b4ffb>]
- YPF "Presentacion para clientes, biocombustibles" [documento disponible en http://www.fantini.com.ar/images_db/noticias_archivos/118.pdf]

Justificación preliminar

- Huergo, E.(2017): "A la espera de los motores Flex" [artículo disponible en https://www.clarin.com/rural/espera-motores-flex_0_Sys4eJ7jW.html]
- Huergo, E. (2017): " Los autos Flex se ponen en marcha en Río Cuarto" [artículo disponible en https://www.clarin.com/rural/autos-flex-ponen-marcha-rio-cuarto_0_BJLf9nF5-.html]

CAPÍTULO 2

Síntesis del camino de reacción química

- Pérez Ávila, A. (2012): "Evaluación del proceso de producción de etanol carburante a partir de Caña azucarera, remolacha azucarera y maíz" [documento disponible en <https://quimiart.files.wordpress.com/2012/05/evaluacion-del-proceso-de-produccion-de-etanol-carburante-a-partir-de-caña-azucarera-remolacha-azucarera-y-maíz.pdf>]
- Catálogo Vogelbusch "Bioethanol: bioprocess plants"
- Zamora-Hernández, T., Prado-Fuentes, A., Capataz-Tafur, J., Barrera-Figueroa, B. E., Peña-Castro, J. (2014): "Demostraciones prácticas de los retos y oportunidades de la producción de bioetanol de primera y segunda generación a partir de cultivos tropicales" [documento disponible en <http://www.elsevier.es/es-revista-educacion-quimica-78-articulo-demostraciones-practicas-los-retos-oportunidades-S0187893X14705348>]

Modelado cinético y optimización del proceso de fermentación de bioetanol

- Oliveira, S. C., Oliveira, R. S. , Tacin, M. V., Gattás, E. (2016): "Kinetic Modeling and Optimization of a Batch Ethanol Fermentation Process".

Diseño del proceso de fermentación

- Hernández Ramírez, A. “Metabolismo en la levadura de *Sacharomices cerevisiae*” [documento disponible en [http://www.academia.edu/17625270/Metabolismo en la levadura de *Sacharomices cerevisiae*](http://www.academia.edu/17625270/Metabolismo_en_la_levadura_de_Sacharomices_cerevisiae)]

Limitaciones del proceso

- “Conceptos de la Fermentación Alcohólica del Mosto y Vino” (2014) [documento disponible en <http://urbinavinos.blogspot.com.ar/2014/11/conceptos-de-la-la-fermentacion.html>]
- Brown, E., Kennedy, S. C., Miranda, K. (2010): “Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis” [documento disponible en [https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol from Sugar Beets - A Process and Economic Analysis.pdf](https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol_from_Sugar_Beets_-_A_Process_and_Economic_Analysis.pdf)]

Variables importantes para el proceso de fermentación y su influencia

- “Fundamentos de la fermentación alcohólica” (2014) [documento disponible en <https://es.slideshare.net/Lorenzo2061969/fundamentos-de-la-fermentacin-alcoholica>]

Aspectos termodinámicos

- “Energía de las reacciones químicas” [documento disponible en <http://www.ieslaaldea.com/documentos/fisicayquimica/bloquev.pdf>]
- Metzler, D. E. (2003): “The Chemical Reactions of living cells”.

CAPÍTULO 3*Pretratamientos*

- Pérez Ávila, A. D. “Evaluación del proceso de producción de etanol carburante a partir de caña azucarera, remolacha azucarera y maíz” [documento disponible en <https://quimiart.files.wordpress.com/2012/05/evaluac3b3n-del-proceso-de-producc3b3n-de-etanol-carburante-a-partir-de-cac3b1a-azucarera-remolacha-azucarera-y-mac3adz.pdf>] .
- Sociedad Cooperativa General Agropecuaria “Remolacha y azúcar” [documento disponible en <http://www.cooperativaacor.com/es/extraccion/art/189/>]
- Curva de solubilidad de sacarosa en agua en función de la temperatura [documento disponible en <http://ficus.pntic.mec.es/~olov0001/TECNICAS/solubilidad.pdf>]
- “Producción de remolacha azucarera” [documento disponible en <http://www.food-info.net/es/products/sugar/prodbeet.htm>]
- Brown, E., Kennedy, S. C., Miranda, K. (2010): “Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis” [documento disponible en [https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol from Sugar Beets - A Process and Economic Analysis.pdf](https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol_from_Sugar_Beets_-_A_Process_and_Economic_Analysis.pdf)]

[165653/unrestricted/Ethanol from Sugar Beets - A Process and Economic Analysis.pdf](#)

Post tratamientos

- Uyazán, A. M., Gil, L. D., Aguilar, J. L., Rodríguez, G., Caicedo, L.A. (2004): “Deshidratación del etanol” [documento disponible en <http://www.redalyc.org/pdf/643/64324308.pdf>]
- Martino, M. B., Massón, M. “Revisión del proceso de pervaporación” [documento disponible en http://www.edutecne.utn.edu.ar/cytal_frmv/CyTAL_2008/Trabajos%20y%20Prologo/versi%C3%B3n%20correlativa%20PDF/TFA013%20Revisi%C3%B3n%20del%20proceso%20de%20pervaporaci%C3%B3n-%20Actas.pdf]
- Mora, J., Meszaros, P., Gyula, V., Bekassy-Molnar, E. “Eliminación del etanol de solución modelo y del agua residual farmacéutica por pervaporación” [documento disponible en <https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/4835711.pdf>]
- Calzada, J., Molina, C. (2017): “La industria del biodiesel en Argentina” [documento disponible en https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal_noticias.aspx?pIDNoticia=764]
- “El biodiesel” (2012) [documento disponible en <http://biodieselq2.blogspot.com.ar/2012/07/subproductos.html>]
- Gil, I., Gómez, J. M., Rodríguez, G. (2012): “Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer”
- Ravagnania, M A., Reisa, M.H., Filhob, R. M., Wolf-Maciels M.R. (2010): “Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study”
- Lee, F. M., Pahl, R. H. (1985): “Solvent screening study and conceptual extractive distillation process to produce anhydrous ethanol from fermentation broth” [documento disponible en <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i200028a029>]

CAPÍTULO 4

Reciclos

- “Filtración en grava y arena” [documento disponible en <http://www.oocities.org/edrochac/sanitaria/filtracion.htm>]
- Kossen N. W., Galindo E., Ramirez O. T. (1994): “Advances in Bioprocess Engineering” [documento disponible en https://books.google.com.ar/books?id=X9DrCAAQBAJ&pg=PA47&lpg=PA47&dq=Optimization+of+a+continuous+ethanol+fermentation+by+the+Simplex+method.&source=bl&ots=I6rOh3RrAD&sig=IBiUzV7AE9nEsbFf-I9Z5HKC1lo&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwiI_P19v7aAhWGkZAKHTwMD4EQ6AEIOTAC#v=onepage&q=Optimization%20of%20a%20continuous%20ethanol%20fermentation%20by%20the%20Simplex%20method.&f=false]

- Bombas Marzo Pumps [catálogo disponible en <http://www.marzopumps.com.ar/?section=para-liquidos-sucios-con-grandes-solidos-en-suspension-cloacales1#cloaca1>]

Balances de masa preliminares

- Distribuidora Imarca C.A. [catálogo disponible en <http://www.imarca.com.ve/Lavadora-general-de-Alimentos.php>]
- Bowen E., Kennedy S. C., Miranda K. (2010): “Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis”
- Oliveira, S. C., Oliveira R. S., Tacin, M. V., Gattás, E. (2016): “Kinetic Modeling and Optimization of a Batch Ethanol Fermentation Process”.
- Mc Callum, D. A. (1959): “La remolacha azucarera: política económica a seguir para su reimplantación en la Argentina” [documento disponible en http://bibliotecadigital.econ.uba.ar/download/tesis/1501-0713_McCallumDA.pdf]

CAPÍTULO 5

Tipo y configuración de reactores

- Grieves, R.B., Pipes, W.O., Milbury, W.F., Wood, R.K. (1964): “Piston-Flow Reactor Model for Continuous Industrial Fermentations”
- Bischoff, K.B., (1966): “Optimal Continuous Fermentation Reactor Design”
- Hill, G. A., Robinson C. W. (1989): “Minimum Tank Volumes For CFST: Bioreactors in Series” [documento disponible en <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/cjce.5450670513>]

Balances de materia

- Kossen, N. W., Galindo, E., Ramirez, O. T (1994): “Advances in Bioprocess Engineering” [documento disponible en https://books.google.com.ar/books?id=X9DrCAAQBAJ&pg=PA47&lpg=PA47&dq=Optimization+of+a+continuous+ethanol+fermentation+by+the+Simplex+method.&source=bl&ots=I6rOh3RrAD&sig=IBiUzV7AE9nEsbFf-I9Z5HKC1lo&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwiI_P19v7aAhWGkZAKHTwMD4EQ6AEIOTAC#v=onepage&q=Optimization%20of%20a%20continuous%20ethanol%20fermentation%20by%20the%20Simplex%20method.&f=false]
- Bowen E., Kennedy S. C., Miranda K. (2010): “Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis”
- Oliveira, S. C., Oliveira, R. S., Tacin, M. V., Gattás, E. (2016): “Kinetic Modeling and Optimization of a Batch Ethanol Fermentation Process”.

Dimensiones del fermentador

- Emal Qazizadaa, M. (2016): “Design of a batch stirred fermenter for ethanol production”

Potencia de agitación

- Instituto Tecnológico de Estudios Superiores de Occidente de Chile
- Unimix Equipments [catálogo disponible en <http://www.uni-mix.com/rushton-turbine/>]
- Nienow, A. W. (1998). "Hydrodynamics of stirred bioreactors".
- Hernández, A. "Microbiología industrial" [documento disponible en <https://books.google.com.ar/books?id=KFq4oEQQjdEC&pg=PA43&lpg=PA43&dq=dise%C3%B1o+de+baffles+fermentador&source=bl&ots=N-pRVHm-7r&sig=0Eh9hF4Z-1z2iYwZ1WSE1IBuBGg&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwju5OKqnMfbAhXHHZAKHevzDg0Q6AEIQzAF#v=onepage&q=dise%C3%B1o%20de%20baffles%20fermentador&f=false>]
- Verdugo, R. (2013): "Diseño y cálculo de un agitador de fluidos"
- Universidad de Chile, Facultad de Ciencias, Departamento de Química, Licenciatura en Ciencias, Cátedra de Laboratorio II, "Viscosimetría". [documento disponible en <https://es.scribd.com/document/70606410/Viscosimetria>]

Cálculo del calor disipado

- Holman, H.: (1998). "Transferencia de calor"
- Romero, M. A. (2003). "Ingeniería de reactores" [documento disponible en http://www.mty.itesm.mx/dia/deptos/iq/iq95-872/reactores/clase15_2003.pdf]
- Biblioteca digital. Tesis digitales. [documento disponible en <http://tesis.uson.mx/digital/tesis/docs/7609/Capitulo3.pdf>]
- Vaxa Software. Tabla del calor específico del agua entre 0 °C y 100 °C. [documento disponible en http://www.vaxasoft.com/doc_edu/qui/caloresph2o.pdf]

Agua total para enfriamiento

- Registro climático sobre la ciudad de Bariloche en los últimos años [documento disponible en <https://www.woespana.es/weather/maps/city?LANG=es&WMO=87765&ART=MXMN&CONT=samk&R=0&LEVEL=150®ION=0021&LAND=AG&NOREGION=0&MOD=&TMX=&TMN=&SON=&PRE=&MONAT=&OFFS=&SORT=&MM=01&YY=2018&WEEK=4>]

Selección del intercambiador de calor

- Kern, D. (1965): "Procesos de Transferencia de Calor"

Cálculo de las dimensiones del serpentín

- "Velocidades sugeridas para fluidos en cañerías" [documento disponible en <https://es.scribd.com/doc/34683421/Velocidades-Sugeridas-Para-Tuberias>]

Sistema de control

- Universidad de Buenos Aires, Departamento de Química Biológica, Cátedra de Microbiología e Inmunología, “Seminario de Recuento” [documento disponible en <http://www.microinmuno.qb.fcen.uba.ar/SeminarioRecuento.htm>]
- “Diseño de fermentador” [documento disponible en <https://es.scribd.com/document/300206925/DISENO-DE-FERMENTADOR>]
- Hernández Barroso, R. “Espuma no deseada en Destilerías de Alcohol. Métodos de Control” [documento disponible en <http://monografias.umcc.cu/monos/2002/Raciel%20Hernandez.pdf>]

CAPÍTULO 6

Glicoles

- Hoja de seguridad etilenglicol [documento disponible en <http://www.dorwil.com.ar/msds/Etilenglicol.pdf>]
- “Tratamiento de efluentes acuosos con glicoles” [documento disponible en http://www.uragentzia.euskadi.eus/contenidos/informacion/fuente/es_fuente/adjuntos/Glicoles_2010.pdf]

Simulación destilación

- Zumalacarregui L., Perez O. (2016): “Simulación de la destilación extractiva para la obtención de etanol anhidro empleando glicoles” [documento disponible en http://www.scielo.org.ar/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1851-17162016000200015]
- Gil I. D., García L. C., Rodríguez G. (2014): “ Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent” [documento disponible en <http://www.scielo.br/pdf/bjce/v31n1/24.pdf>]
- Errico M., Rong B. G. (2012): “Synthesis of new separation processes for bioethanol production by extractive distillation” [documento disponible en <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1383586612002948>]

CAPÍTULO 7

Selección de materiales

- “Etilenglicol, usos como anticongelante, intoxicación, densidad y fórmula” [documento disponible en <https://www.acidohialuronico.org/etilenglicol/>]
- Grupo Carvi “Acero inoxidable” [documento disponible en <https://www.grupocarvi.com/es/noticias/acero-inoxidable>]
- Berlanga, C., Biezma. M. V., Fernández, J. (2011): “Revisión y estado del arte de la corrosividad del etanol y sus mezclas con gasolina”
- Proyecto de fin de carrera de Ingeniería Química. Universidad de Granada. “Diseño del sistema de tuberías y cálculo de las bombas” [documento disponible en <https://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/qi/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIAS.pdf>]

- DN Brida “Espesor en tuberías de Acero Inoxidable según ASME B36.19M” [documento disponible en <http://www.dnbrida.com/espesor-tuberia-acero-inoxidable-sch-asme-b36.19m.php>]
- Quiminet (2011) “La fabricación y la cédula de los tubos de acero” [documento disponible en <https://www.quiminet.com/articulos/la-fabricacion-y-la-cedula-de-los-tubos-de-acero-2588254.htm>]

Selección de equipos auxiliares

- Alibaba, sitio de compras on line. Consultado el 25 de agosto de 2018
- Catálogo on line de molino de cuchillas Fives Cail [documento disponible en <http://fivescail-kcp.com/downloads/pdf/in-line-shredder.pdf>]
- Catálogo on line de difusor Fives Cail [documento disponible en <http://fivescail-kcp.com/downloads/pdf/diffuser.pdf>]
- Pera Groupe Pellenc [catálogo disponible en <http://www.perapellenc.com/espanol/caracteristicas-tecnicas-gama-prensas-neumaticas.asp>]
- Válvulas Keystone [catálogo disponible en <http://valvulasfigueroa.com/fichas/109.pdf>]
- STF Filtro [catálogo disponible en <http://www.stf-filtros.com/es/filtros-malla-autolimpiante/fma2000e>]
- Válvulas Walworth [catálogo disponible en https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=2&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwiY15WAtf_cAhXChpAKHWqxAM8QFjABegQICRAC&url=http%3A%2F%2Fwalworth.com%2Ftoday%2Fes%2Finfo%2Fliteratura%2Fcatálogos-de-producto%2FCat%25C3%25A1logos%2FEspa%25C3%25B1ol%2FAcero_Fundido_2012_1.pdf%2Fdownload&usg=AOvVaw3g0mGH1y60t9jCQPFvQOWZ]
- Centrifugas West Petro [catálogo disponible en <https://www.west-petro.com/equipment/high-speed-decanter-centrifuge/>]
- Bombas Grundfos [catálogos disponibles en link <https://ar.grundfos.com/>]
- Elliott, J. R., Lira, C. T. (2017): “Introductory Chemical Engineering Thermodynamics”, Apéndice E
- Medidores de caudal MagFlow [catálogo disponible en <http://www.rshydro.co.uk/flow-meters/siemens-magnetic-flow-meters/magnetic-flowmeter-solids-slurries/>]
- Válvulas Nueva Feria [catálogo disponible en <http://www.nuevaferia.com.ar/p.asp?i=3426&n=Valvulas-de-control-Flowserve---linea-Valtek>]
- Medidorres FLEXIM [catálogo disponible en <https://www.flexim.com/es>]

- Calderas Zhong Ding Boiler [catálogo disponible en <http://www.zhongdingboiler.com/index.php?m=content&c=index&a=show&catid=45&id=118>]
- Ley 24.449
- Básculas Magnino [catálogo disponible en http://www.basculasmagnino.com.ar/producto/bascula-full-electronica?gclid=Cj0KCQiAoJrfBRC0ARIsANqkS_6klu_0aNTKc4yt2gzwnd3WofPH6GNuyaQBtCaeWHFRWixYIjmMhrYaAnoOEALw_wcB]

Diseño de las torres de enfriamiento

- Treybal, R. E. “Fenómenos de transporte”
- Propiedades de mezcla de fluidos. Simulador Unisim Design.
- Registro climático sobre la ciudad de Bariloche en los últimos años [documento disponible en <https://www.woespana.es/weather/maps/city?LANG=es&WMO=87765&ART=MXMN&CONT=samk&R=0&LEVEL=150®ION=0021&LAND=AG&NOREGION=0&MOD=&TMX=&TMN=&SON=&PRE=&MONAT=&OFFS=&SORT=&MM=01&YY=2018&WEEK=4>]
- Torres de enfriamiento NewIn [catálogo disponible en http://www.newincoolingtower.com/nwi-industrial-frp-cooling-tower_p98.html]
- Paucar Cuba, K. M., Vivas Cuellar, M. C. “Diseño y Construcción de una Torre de Enfriamiento de tiro inducido con flujo en contracorriente”
- Catálogo de Norton chemical process products "Design Information for Packed Tower"
- Ventiladores Chicago Blower [catálogo disponible en http://www.chiblosa.com.ar/spanish/catalogos/catalogos_espanol/Productos_Chicago_Blower.pdf]

Diseño de intercambiadores de calor

- Cao, E. “Intercambiadores de calor”
- Redagícola (2016) “Riego, nutrición, automatización. La remolacha hacia su máximo potencial” [artículo disponible en <http://www.redagricola.com/cl/riego-nutricion-automatizacion-la-remolacha-hacia-maximo-potencial/>]
- Climate-data. Clima en San Carlos de Bariloche [documento disponible en <https://es.climate-data.org/location/1911/>]
- Mathlouthi, M., Reiser, P. (2012): “Sucrose: properties and applications”

CAPÍTULO 8

Aplicaciones CO₂

- Sanchez Alarcón, J. A., Pujol, R. O., Estrany Coda, F. (2006) “Planta para la recuperación de dióxido de carbono de los gases de combustión”

Pasos para la purificación

- Castillo Villeda, R. (2011): “Restauración de rendimiento de una instalación para captación y purificación de gas carbónico (CO₂) en una industria de bebidas” [documento disponible en http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08_0601_ML.pdf]
- The Linde Group. Consejo de seguridad. “Trabajando con CO₂” [documento disponible en http://www.abellolinde.es/es/images/CS_12_%20v%2012%20%28trabajando%20con%20di%C3%B3xido%20de%20carbono%29_tcm316-25938.pdf]

Bombas y compresores

- Bomba para etilenglicol [catálogo disponible en https://product-selection.grundfos.com/liquids.html?lid=Ethylene_gly]
- Compresores Ingersoll Rand [catálogo disponible en <https://www.ingersollrandproducts.com/en-ca/air-compressor/products/centrifugal-compressors/turbo-air-nx-12000.html>]
- Bombas Grundfos [catálogo disponible en https://product-selection.grundfos.com/product-detail.catalogue.product%20families.nk%2C%20nke.html?from_suid=1537225657041020268516133760706&pumpsystemid=432073228&qcid=432074702]
- Compresores Ingersoll Rand [catálogo disponible en <https://www.ingersollrandproducts.com/en-ca/air-compressor/products/centrifugal-compressors/ta-11000.html#tab-2-3d49367f-e428-4a2c-bdc2-6c92982c8f3f>]

Cálculo condiciones adiabáticas

- Martin Blas, T., Serrano Fernández, A. “Termodinámica, principios básicos” [documento disponible en <http://www2.montes.upm.es/dptos/digfa/cfisica/termo1p/primerpadiab.html>]
- White, F. M. “Fluid Mechanics”
- Lange's Handbook of Chemistry, 10^o Edición, pag. 1524

Mollier R22

- Lijó, R. (2012) “¿Cómo crear frío? El Ciclo de Refrigeración” [artículo disponible en <https://www.google.com.ar/url?sa=i&rct=j&q=&esrc=s&source=images&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwj6gtGPxePdAhVQI5AKHTsCA9wQjRx6BAgBEAU&url=http%3A%2F%2Fwww.hablandodeciencia.com%2Farticulos%2F2012%2F02%2F23%2Fcomo-crear-frio-el-ciclo-de-refrigeracion-22%2F&psig=AOvVaw2zVmx4nWcH-OmutI2HHLGV&ust=1538424695461432>]

Torre de desodorización y filtro carbón activo

- Servicios de depuración de gases VenturaOrts [catálogo disponible en <http://www.venturaorts.com/catalogo-venorsa.pdf>]
- Filtros Luis Capdevilla S.A. [catálogo disponible en <http://www.luiscapdevilla.es/backoffice/UploadFiles/P%C3%80G.15-FILTROS%20Y%20MANTAS.pdf>]

Almacenamiento CO₂ líquido

- García Gomez, F. (2015) “Ingeniería de procesos de planta de producción de etanol con una capacidad de 20000 tm/año”
- Ali Baba. Sitio de compras online [disponible en <https://spanish.alibaba.com/product-detail/Liquid-co2-industrial-cryogenic-storage-tanks-60423201273.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.273.715062499US6VX>]

Ventiladores

- Ventiladores industriales Sodeca [catálogo disponible en http://www.sodeca.com/upload/imgCatalogos/EN/CT11_60Hz_2012EN.pdf]

Sistema de refrigeración en cascada

- “Refrigeración en cascada” [disponible en <https://www.0grados.com/refrigeracion-en-cascada/>]

CAPÍTULO 9

Justificación preliminar

- Huergo, E.(2017): “A la espera de los motores Flex” [artículo disponible en https://www.clarin.com/rural/espera-motores-flex_0_Sys4eJ7jW.html]
- Huergo, E. (2017): “Los autos Flex se ponen en marcha en Río Cuarto” [artículo disponible en https://www.clarin.com/rural/autos-flex-ponen-marcha-rio-cuarto_0_BJLf9nF5-.html]
- Mosquera Martínez, M. J. “Empresa y energías renovables” [documento disponible en <https://books.google.com.ar/books?id=V73h3o7ShGIC&pg=PA200&lpg=PA200&dq=litros+de+bioetanol+por+kg+de+remolacha&source=bl&ots=GLCEyJnDyk&sig=s1LiiKIrDEmYKTvTNvak9vZQPml&hl=es&sa=X&ved=2ahUKEwjlrornsJXeAhWFgpAKHsKICcwQ6AEwCnoECAYQAQ#v=onepage&q=litros%20de%20bioetanol%20por%20kg%20de%20remolacha&f=false>]

Inversión

- Loh, H. P., Lyons, J., White, C. W. (2002): “Process Equipment Cost Estimation Final Report” [disponible en <http://web.ist.utl.pt/ist11061/de/Equipamento/Process%20Equipment%20Cost%20Estimation.pdf>]
- Marshall and Swift Valuation Service “Inventory index factors for 2017” [documento disponible en https://www.freestoncad.org/wp-content/uploads/2017/01/2017-Index_Factors_Srv_Life_Prcnt_GD.pdf]

- Cátedra de Ingeniería Económica, Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Mar del plata
- Brown, E., Kennedy, S. C., Miranda, K. (2010): “Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis” [documento disponible en [https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol from Sugar Beets - A Process and Economic Analysis.pdf](https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol%20from%20Sugar%20Beets%20-%20A%20Process%20and%20Economic%20Analysis.pdf)]
- Perry Videx “A Perry Equipment Company”
- Torres de enfriamiento de agua Shenzhen Newin Machinery Co. Ltd [catálogo disponible en <https://newinmachine.en.made-in-china.com/product/voSJpRqVnKMU/China-Counter-Flow-Square-Type-Cooling-Tower-NSH-900-T-.html>]
- Parque Industrial Bariloche (PITBA) [disponible en <http://pitbariloche.com.ar/lotes-disponibles/>]
- Álvarez, J. A., Salamanca Fresno, C., Fernández Portable, R “Proyecto de viabilidad de una planta de bioetanol con un sistema de cogeneración”

Costos variables

- Tasker, J. (2017) “Price announced for 2018/19 sugar beet crop” [disponible en <https://www.fwi.co.uk/business/markets-and-trends/crop-prices/price-announced-201819-sugar-beet-crop>]
- Aline, R. (2018) “European beet producers’ growing concerns over sugar prices” [disponible en <https://www.euractiv.com/section/agriculture-food/news/european-beet-producers-growing-concerns-over-sugar-prices/>]
- USDA, NASS, Agricultural Prices.
- Diario Reuters (2018) “France's Cristal Union scraps sugar beet price floor amid tough market” [disponible en <https://uk.reuters.com/article/france-sugar-cristalunion/frances-cristal-union-scraps-sugar-beet-price-floor-amid-tough-market-idUKL8N1TE4YI>]
- Buscador de salarios promedio en Argentina [disponible en <https://neuvoo.com.ar/salario/salario-Operario-De-Producci%C3%B3n>]
- Boletín Oficial de la Provincia de Rio Negro (Nº 5487) (2016) [disponible en <http://www.rionegro.gov.ar/download/boletin/5487.pdf>]
- Pullman. Garcia Navarro y Cia. S. A. Valor histórico del dolar [disponible en <http://www.pullman.com.ar/es/historico-dolar/>]
- ENARGAS, Ente Nacional Regulador del Gas. Precios y tarifas [disponible en <https://www.enargas.gov.ar/secciones/precios-y-tarifas/categorias-de-usuarios.php>]
- Cooperativa de Electricidad Bariloche Ltda. Cuadro tarifario [disponible en https://www.ceb.coop/images/docs/cuadros_tarifarios/CUADRO-TARIFARIO-%20AGO-OCT-2018.pdf]

- Ministerio de Energía. Presidencia de la Nación (Argentina). Reporte de precios bioetanol [disponible en https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php]
- Sanchez Alarcon, J. A., Pujol, R. O., Estrany Coda, F. (2006) “Planta para la recuperacion del dióxido de carbono de los gases de combustion" [documento disponible en <http://www.tecnicaindustrial.es/tiadmin/numeros/21/35/a35.pdf>]
- Poballe S. A. Subproductos para la alimentación animal. Pulpa de remolacha [link <https://www.poballe.com/alimentacionanimal/home/21-pulpa-de-remolacha.html#>]

Costos fijos

- Álvarez, J. A., Salamanca Fresno, C., Fernández Portable, R “Proyecto de viabilidad de una planta de bioetanol con un sistema de cogeneración”
- Cátedra de Ingeniería Económica, Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Mar del plata

Alternativa al proyecto

- Mc Callum, D. A. (1959) “La remolacha azucarera: política económica a seguir para su reimplantación en la Argentina” [documento disponible en http://bibliotecadigital.econ.uba.ar/download/tesis/1501-0713_McCallumDA.pdf]
- Billetes Argentinos. “Cotización histórica de monedas argentinas” [disponible en <http://www.billetesargentinos.com.ar/articulos/cotizacion.htm>]


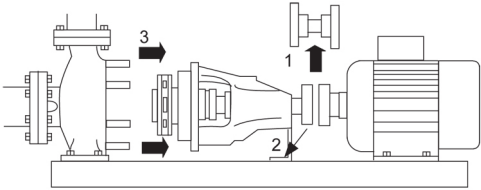
ANEXO A: CATÁLOGOS DE BOMBAS Y TRABAJO PRÁCTICO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

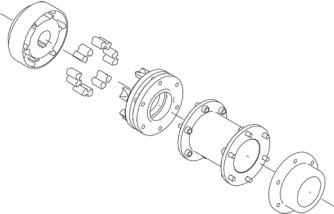
- 1... BOMBA JUGO PRE-FERMENTADOR NK100-200/203 A2-F-A-E-BAQE**
- 2... BOMBA RECIRCULACIÓN LEVADURAS S1.80.100.75.4.50S.S.275.Q.N.D.511 - 96810912**
- 3... BOMBA ALIMENTACIÓN TORRE 1 NB 150-200/210-158 A-F1-A-E-BAQE**
- 4... BOMBA RESIDUO TORRE 1 NK 125-250/262 A1-F-A-E-BAQE**
- 5... BOMBA RECIRCULACIÓN SOLVENTE NB 125-250/236**
- 6... BOMBA TORRE ENFRIAMIENTO SERPENTÍN NK 250-350/266**
- 7... BOMBA TORRE ENFRIAMIENTO A NK 250-350/318**
- 8... BOMBA TORRE ENFRIAMIENTO B NK 250-350/266**
- 9... BOMBA TORRE ENFRIAMIENTO C NK 250-350/318**
- 10... TRABAJO PRÁCTICO INTERCAMBIADORES DE CALOR (PLANTA PILOTO DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA EN LA UNMDP)**

ANEXO B: FACTORES PARA ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN FIJA

Valor del Equipo Instalado de Proceso	I _E
Factores experimentales como fracción de I_E	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f ₁
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f ₂
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f ₃
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f ₄
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f ₅
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	I_E (1+ ∑f_i)

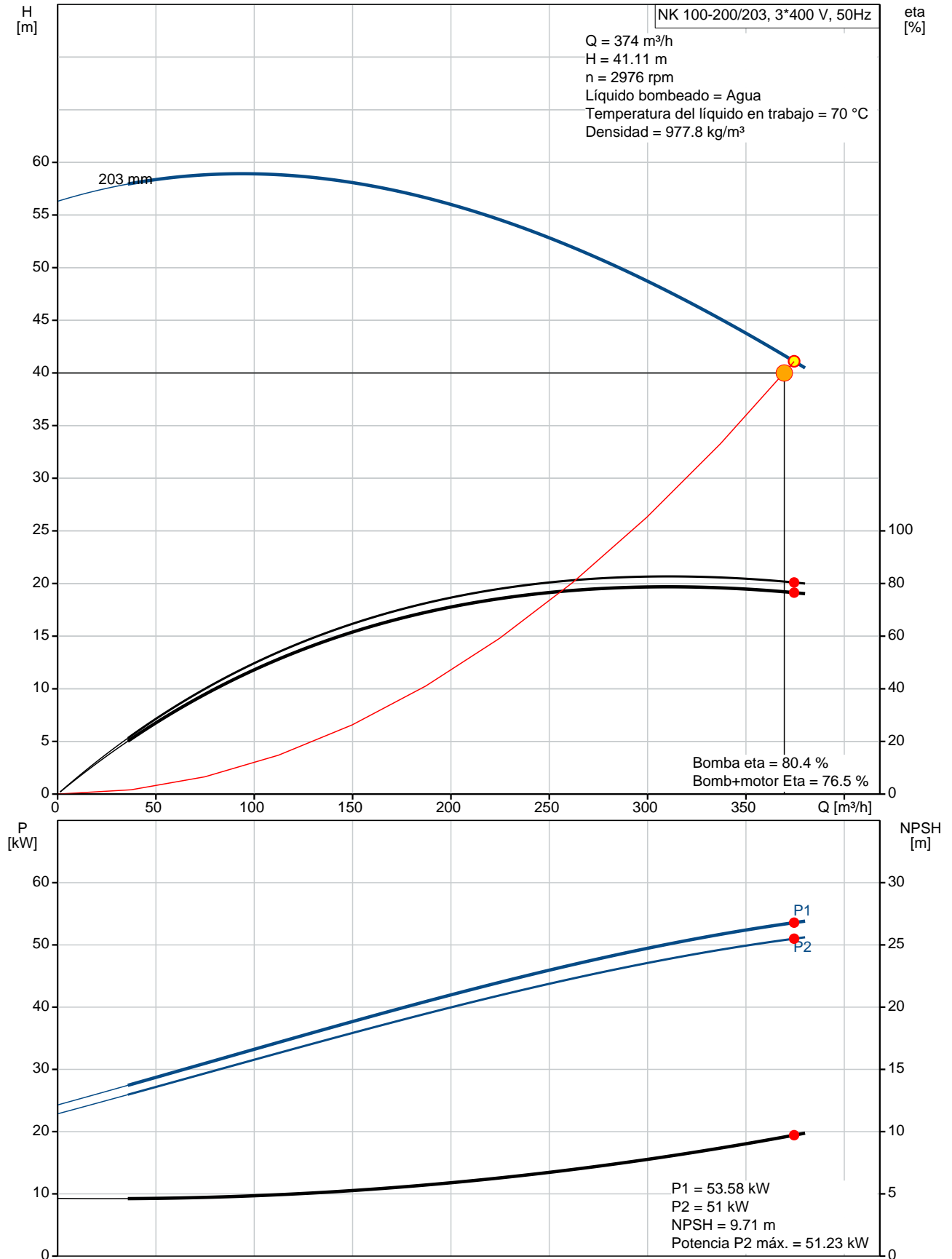
Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
<i>Ingeniería y construcción</i>	f ₁₁
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	f ₁₂
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	f ₁₃
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	f₁ = ∑f_{1i} + 1
Inversión fija	I_F = I_E (1+ ∑f_i) f₁

Posición	Contar	Descripción
	1	<p>NK 100-200/203 A2-F-A-E-BAQE</p>  <p>Código: 96594362</p> <p>Bomba centrífuga de voluta, no autocebante y de una etapa, diseñada de acuerdo con la norma ISO 5199, con dimensiones y rendimiento nominal de acuerdo con la norma EN 733. Las bridas son de PN 16 y sus dimensiones satisfacen los requisitos establecidos por la norma EN 1092-2. La bomba posee un puerto de aspiración axial, un puerto de descarga radial y un eje horizontal. Su diseño incluye un sistema de extracción trasera que permite desmontar el acoplamiento, el soporte de los cojinetes y el impulsor sin que esto afecte al motor, la carcasa de la bomba o las tuberías.</p> <p>El cierre de fuelle de caucho no equilibrado satisface los requisitos establecidos por la norma DIN EN 12756.</p> <p>La bomba está equipada con un motor asíncrono refrigerado por ventilador y montado sobre soportes. La bomba y el motor se encuentran montados en una bancada común.</p> <p>Más información acerca del producto</p> <p>La bomba y el motor se encuentran montados en una bancada de acero común según la norma ISO 3661. El sistema de extracción trasera, en conjunto con un acoplamiento separador, permite llevar a cabo el mantenimiento de la bomba sin desmontar la carcasa ni el motor de la bancada. Ello evita la necesidad de volver a alinear la bomba y el motor tras el mantenimiento.</p> <ol style="list-style-type: none"> 1) Desmonte el acoplamiento. 2) Desenrosque los pernos de la pata del soporte de los cojinetes. 3) Desmonte el soporte de los cojinetes de la carcasa de la bomba.  <p>Las piezas de fundición poseen un revestimiento con base de epoxi creado por electrodeposición catódica (CED). Como parte del proceso de pintura por inmersión de alta calidad conocido como CED, se crea un campo eléctrico alrededor de los productos que garantiza la deposición de las partículas sobre una capa de la superficie delgada y muy controlada. Una de las partes más importantes de dicho proceso es el pretratamiento. El proceso completo se compone de las siguientes etapas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1) Limpieza basada en agentes alcalinos. 2) Fosfatado de zinc. 3) Electrodeposición catódica. 4) Secado hasta obtener un grosor de capa seca de 18-22 µm. <p>El código de color del producto acabado es NCS 9000/RAL 9005.</p> <p>Bomba</p> <p>La carcasa de la bomba posee un orificio de cebado y otro de drenaje, ambos cerrados con tapones.</p> <p>El impulsor es de tipo cerrado y posee álabes de doble curvatura y superficies lisas. El impulsor se equilibra estáticamente (de acuerdo con la norma ISO 1940-1, clase G6.3) e hidráulicamente con objeto de compensar el empuje axial.</p> <p>Los anillos de desgaste que contienen la carcasa de la bomba y el impulsor son de bronce/latón o fundición.</p>

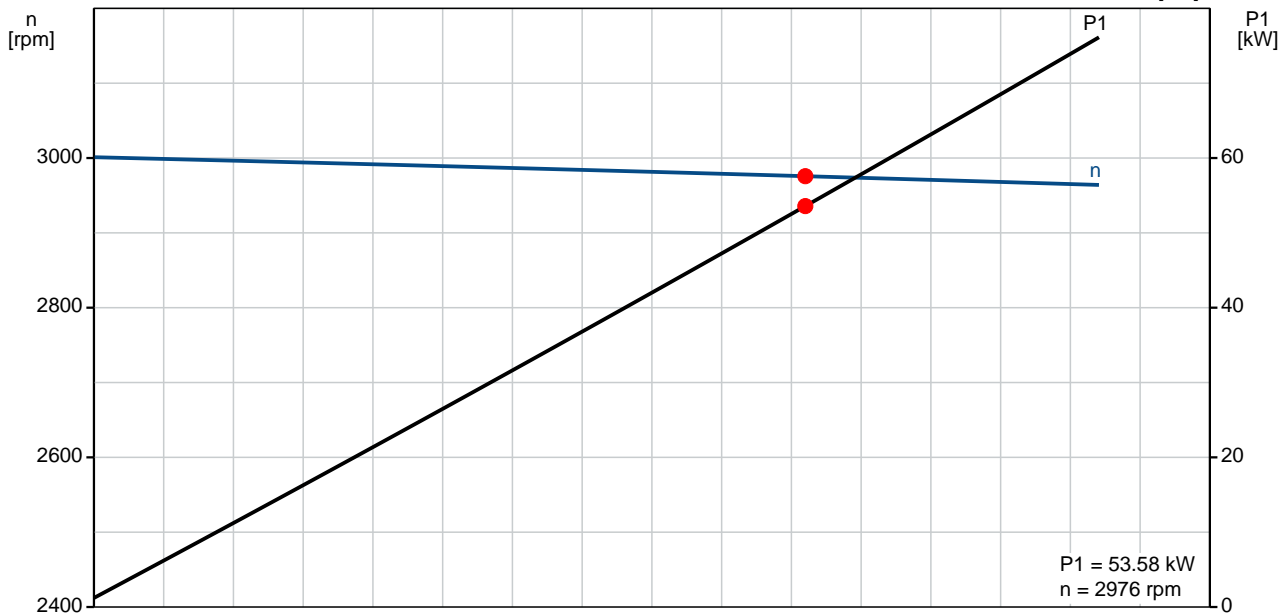
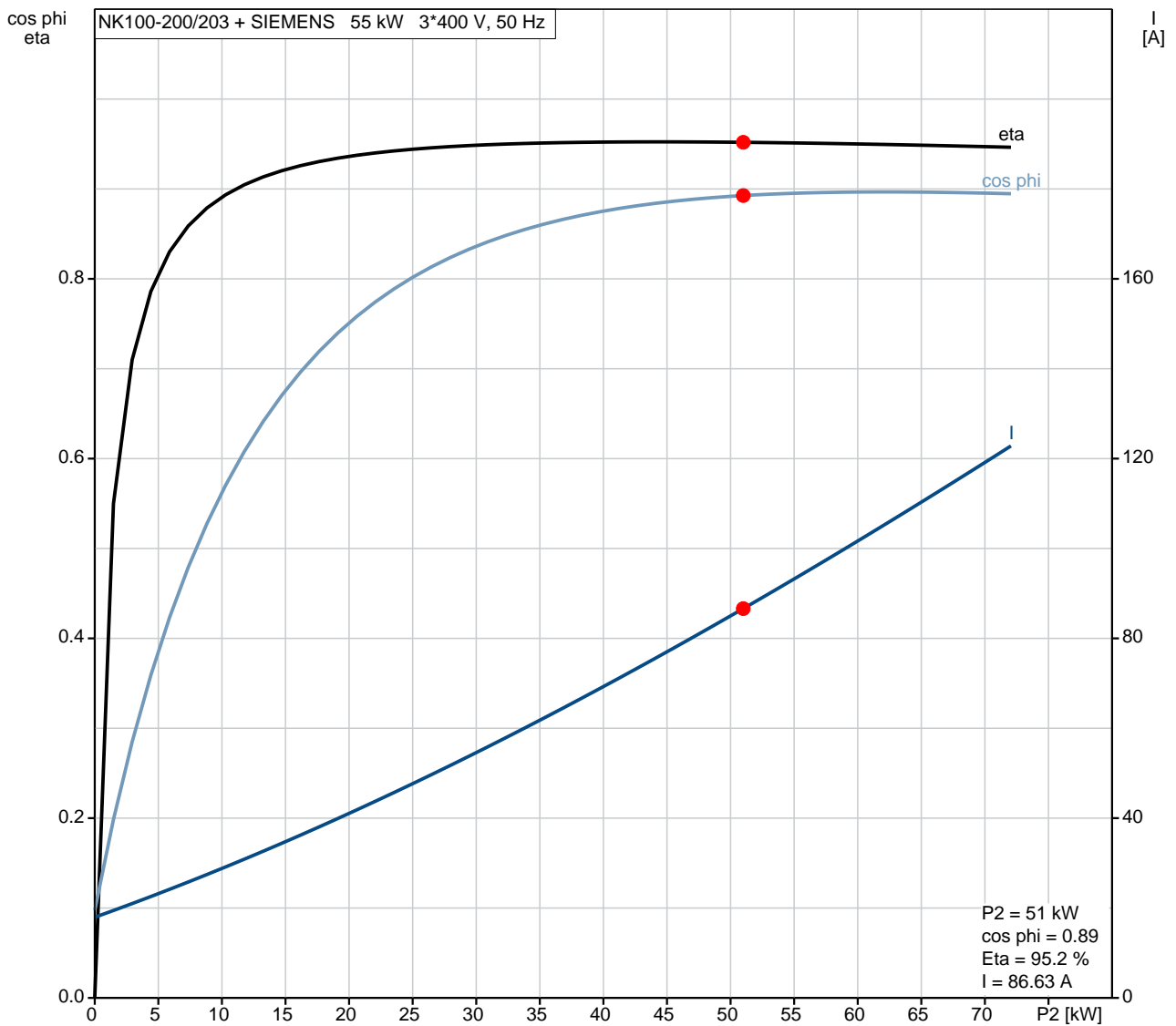
Posición	Contar	Descripción
		<p>La bomba está equipada con un cierre de fuelle de caucho no equilibrado con transmisión de par a través del muelle y alrededor del fuelle. El fuelle evita que el cierre desgaste el eje e impide que el movimiento axial se vea obstaculizado por la presencia de depósitos en el eje.</p> <p>Cierre primario:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Material del anillo del cierre giratorio: Grafito de carbono impregnado con metal - Material del asiento estacionario: Carburo de silicio (SiC) <p>Esta combinación de materiales proporciona una magnífica resistencia a la corrosión y resulta especialmente apta para agua a una temperatura máxima de +120 °C. La vida útil del cierre, no obstante, se ve perjudicada a temperaturas superiores a +90 °C. Esta combinación de materiales no se recomienda para líquidos que contengan partículas, ya que podrían causar un desgaste severo de la superficie de SiC.</p> <p>Material del cierre secundario: EPDM (caucho de etileno-propileno) El EPDM posee una excelente resistencia al agua caliente. El EPDM no es apto para el uso con aceites minerales.</p> <p>El eje está fabricado en acero inoxidable y posee un diámetro de 32 mm por la parte correspondiente al acoplamiento.</p> <p>La bomba posee un acoplamiento separador que la separa del eje del motor.</p>  <p>Motor</p> <p>El motor es totalmente cerrado, cuenta con refrigeración por ventilador y sus principales dimensiones se ajustan a las normas IEC y DIN, así como a la designación de montaje B3 (IM 1001). Las tolerancias eléctricas satisfacen los requisitos establecidos por la norma IEC 60034.</p> <p>El nivel de eficiencia del motor de acuerdo con la norma IEC 60034-30 es IE2.</p> <p>El motor posee termistores (sensores PTC) en los bobinados, de acuerdo con las normas DIN 44081/DIN 44082. El sistema de protección reacciona a los aumentos de temperatura lentos y rápidos (como aquellos que tienen lugar en condiciones de sobrecarga constante y atasco).</p> <p>Los térmicos deben conectarse a un circuito de control externo para garantizar que la función de restablecimiento automático no pueda dar lugar a accidentes. Los motores deben conectarse a un disyuntor protector para motor de acuerdo con lo establecido por la normativa local en vigor.</p> <p>Un variador de frecuencia hace posible el ajuste del punto de trabajo de la bomba a cualquier valor. Si el motor debe conectarse a un variador de frecuencia, la bomba deberá solicitarse equipada con el cojinete de motor eléctricamente aislado. La gama CUE de Grundfos pone a su disposición un amplio abanico de variadores de frecuencia. Encontrará más información en Win-/WebCAPS.</p> <p>Datos técnicos</p> <p>Líquido: Líquido bombeado: Agua Rango de temperatura del líquido: 0 .. 120 °C Liquid temperature during operation: 70 °C Densidad: 977.8 kg/m³ Viscosidad cinemática: 0.43 mm²/s</p> <p>Técnico: Velocidad para datos de bomba: 2975 rpm Caudal real calculado: 374 m³/h Altura resultante de la bomba: 41.11 m Diámetro real del impulsor: 203 mm Impulsor nominal: 200 mm</p>

Posición	Contar	Descripción
		<p>Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.: BAQE Eje secundario de cierre: NONE Tolerancia de curva: ISO9906:2012 3B Max power P2 along the curve: 51.23 kW</p> <p>Materiales: Cuerpo hidráulico: Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B Impulsor: Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B Caucho: EPDM Mat. anillo desgaste: Bronce (CuSn10)</p> <p>Instalación: Temperatura ambiental máxima: 40 °C Presión de trabajo máxima: 16 bar Tipo de brida: EN 1092-2 Aspiración: DN 125 Descarga: DN 100 Presión: PN 16 Tipo de acoplamiento: Separador Armazón base: EN / ISO</p> <p>Datos eléctricos: Tipo de motor: SIEMENS Clase eficiencia IE: IE2 Potencia nominal - P2: 55 kW Frecuencia de alimentación: 50 Hz Tensión nominal: 3 x 380-415D/660-690Y V Corriente nominal: 93.0/53.7 A Intensidad de arranque: 680-680 % Cos phi - Factor de potencia: 0.90 Velocidad nominal: 2980 rpm Número de polos: 2 Grado de protección (IEC 34-5): 55 (Protect. water jets/dust) Clase de aislamiento (IEC 85): F Tipo lubricante: Grease</p> <p>Otros: Índice eficiencia mínima, MEI : 0.62 Estado ErP: Prod. independiente (directiva EuP) Peso neto: 696 kg Peso bruto: 810 kg Volumen: 1.91 m3</p>

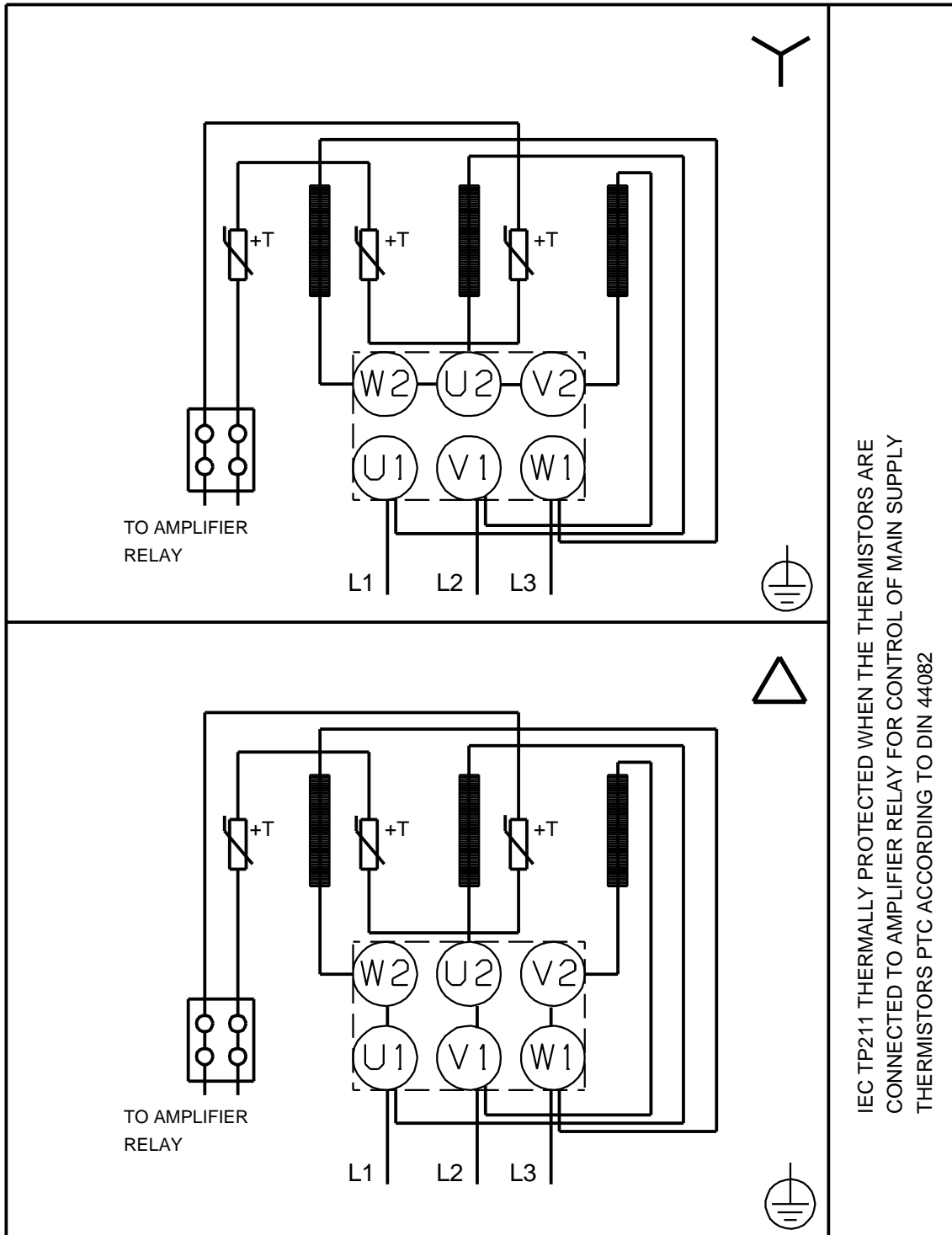
96594362 NK 100-200/203 A2-F-A-E-BAQE 50 Hz



96594362 NK 100-200/203 A2-F-A-E-BAQE 50 Hz



96594362 NK 100-200/203 A2-F-A-E-BAQE 50 Hz



IEC TP211 THERMALLY PROTECTED WHEN THE THERMISTORS ARE
CONNECTED TO AMPLIFIER RELAY FOR CONTROL OF MAIN SUPPLY
THERMISTORS PTC ACCORDING TO DIN 44082

Posición	Contar	Descripción
	1	<p>S1.80.100.75.4.50S.S.275.Q.N.D.511 Código: 96810912</p> <p>Bomba centrífuga de una etapa, no autocebante, diseñada específicamente para la gestión de aguas residuales, aguas de proceso y aguas fecales sin filtrar.</p> <p>La bomba está diseñada para el funcionamiento intermitente y continuo, como parte de instalaciones sumergidas. El impulsor monocanal admite sólidos de 80 mm de tamaño máximo.</p> <p>El sistema de ajuste de la holgura del impulsor SmartTrim permite maximizar el rendimiento a todo lo largo de la vida útil de la bomba.</p> <p>Con el fin de facilitar el transporte y la instalación in situ, la bomba está equipada con un resistente soporte de izado. En instalaciones con autoacoplamiento, el sistema de juntas SmartSeal de Grundfos permite disfrutar de una conexión a prueba de fugas.</p> <p>Más información acerca del producto</p> <p>Las aplicaciones típicas guardan relación con el trasiego de líquidos como:</p> <ul style="list-style-type: none"> - grandes volúmenes de aguas de drenaje y superficie; - aguas residuales domésticas de descarga de inodoros; - aguas residuales procedentes de instalaciones comerciales sin descarga de inodoros; - aguas residuales industriales con lodos. <p>La bomba es ideal para el bombeo de los líquidos anteriores desde, por ejemplo:</p> <ul style="list-style-type: none"> - estaciones de bombeo pertenecientes a redes municipales; - edificios públicos; - bloques de apartamentos; - fábricas/instalaciones industriales; - plantas de tratamiento de aguas residuales. <p>Bomba</p> <p>El impulsor de canal posee diseño semiaxial y cuenta con palas extralargas. Esto proporciona el máximo rendimiento e impide que las fibras y tejidos queden atrapados en el impulsor.</p> <p>La parte inferior del impulsor de canal cuenta con palas auxiliares de diseño especial que mantienen el impulsor limpio en todo momento. Tales palas están diseñadas para crear un fuerte caudal destinado a mantener el espacio entre el impulsor y la carcasa de la bomba libre de sólidos o fibras.</p> <p>La bomba está equipada con el exclusivo sistema de ajuste SmartTrim, que facilita el restablecimiento de la holgura de fábrica del impulsor. Apretando los tornillos de ajuste situados en la superficie exterior de la carcasa de la bomba, es posible mantener la máxima eficiencia de bombeo. Esta operación se puede llevar a cabo in situ, rápida y fácilmente, sin desmontar la bomba ni usar herramientas especiales.</p> <p>El cierre mecánico se compone de dos sellos mecánicos que garantizan un sellado fiable entre el líquido bombeado y el motor.</p> <ul style="list-style-type: none"> - Sello primario: carburo de silicio/carburo de silicio (SiC/SiC). - Sello secundario: carburo de silicio/carbono. <p>Los cierres mecánicos no poseen muelles ni otras piezas en contacto directo con el líquido bombeado, lo cual evita que puedan enredarse en ellas fibras y residuos. Además, los cierres mecánicos son bidireccionales, lo cual significa que pueden funcionar en cualquier sentido, permitiendo de este modo la rotación en sentido inverso que causa el retorno de líquido a través de la bomba.</p> <p>La bomba está equipada con cojinetes de alto rendimiento que no precisan mantenimiento y están engrasados de por vida. Los cojinetes principales son cojinetes de bolas de contacto angular (doble hilera), mientras que los cojinetes de soporte son cojinetes de bolas rígidos (una hilera).</p> <p>La brida de descarga de la bomba se monta con una junta de autoacoplamiento SmartSeal de Grundfos, que proporciona una unión completamente hermética entre la bomba y la base del sistema de autoacoplamiento. Esto optimiza la eficiencia del sistema de bombeo en su totalidad, y minimiza los costes asociados al funcionamiento.</p> <p>La bomba ha sido homologada por Baseefa (organismo notificado).</p> <p>Motor</p> <p>El motor incluye un cable de alimentación de 10 m con funda protectora y extremo de cable libre. La bomba está equipada con los siguientes dispositivos de protección del motor y sensores:</p>

Posición	Contar	Descripción
		<ul style="list-style-type: none"> - Tres interruptores térmicos (Klixon) para proporcionar protección contra excesos de temperatura (uno en cada bobinado del motor). - Existe un interruptor de humedad instalado en el bloque de terminales para la monitorización continua del motor. Cuando se detecta humedad en la carcasa del estátor, el interruptor correspondiente interrumpe automáticamente el suministro eléctrico. <p>Paneles control: Detector de agua en aceite: sin detector de agua en aceite</p> <p>Líquido: Líquido bombeado: Agua Rango de temperatura del líquido: 0 .. 40 °C Densidad: 1000 kg/m³</p> <p>Técnico: Caudal real calculado: 49.34 m³/h Altura resultante de la bomba: 23.34 m Diámetro real del impulsor: 275 mm Tipo de impulsor: 1-CANAL Diámetro máximo de las partículas: 80 mm Eje primario de cierre: SIC-SIC Eje secundario de cierre: SIC-CARBON Approvals on nameplate: CE, EAC Tolerancia de curva: ISO9906:2012 3B2</p> <p>Materiales: Cuerpo hidráulico: Fundición EN 1561 EN-GJL-250 AISI A48 30 Impulsor: Acero inoxidable EN 1.4408 AISI CF8M Motor: Fundición EN 1561 EN-GJL-250 AISI A48 30</p> <p>Instalación: Temperatura ambiental máxima: 40 °C Tipo conexión tubo: DIN Size of outlet connection: DN 100 Presión: PN 10 Autoacoplamiento: 96090994 Base: 96102255 Tamaño cuadro: 50</p> <p>Datos eléctricos: Potencia de entrada - P1: 9.6 kW Potencia nominal - P2: 7.5 kW Frecuencia de alimentación: 50 Hz Tensión nominal: 3 x 400 V Toler. tensión: +10/-10 % Máximos encendidos por hora: 20 Corriente nominal: 17/10 A Consumo de corriente máximo: 17 A Intensidad de arranque: 103 A Velocidad nominal: 1444 rpm Rendimiento del motor a carga total: 78 % Rendimiento del motor a 3/4 de carga: 76 % Rendimiento del motor a 1/2 carga: 71 %</p>

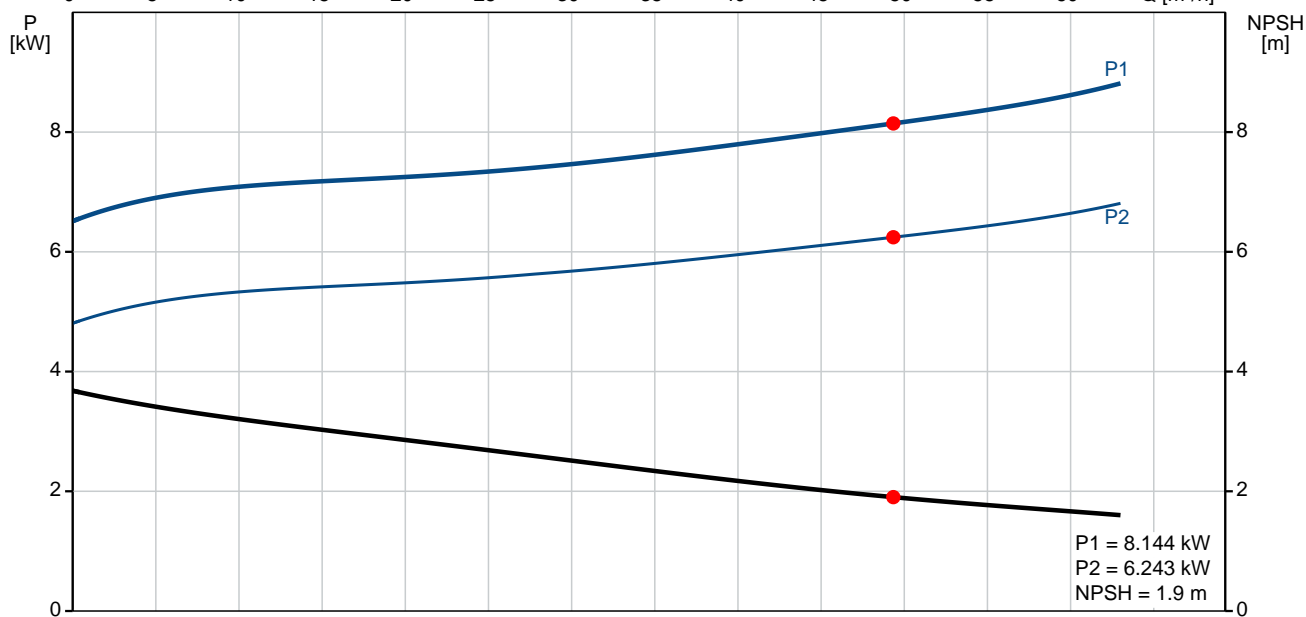
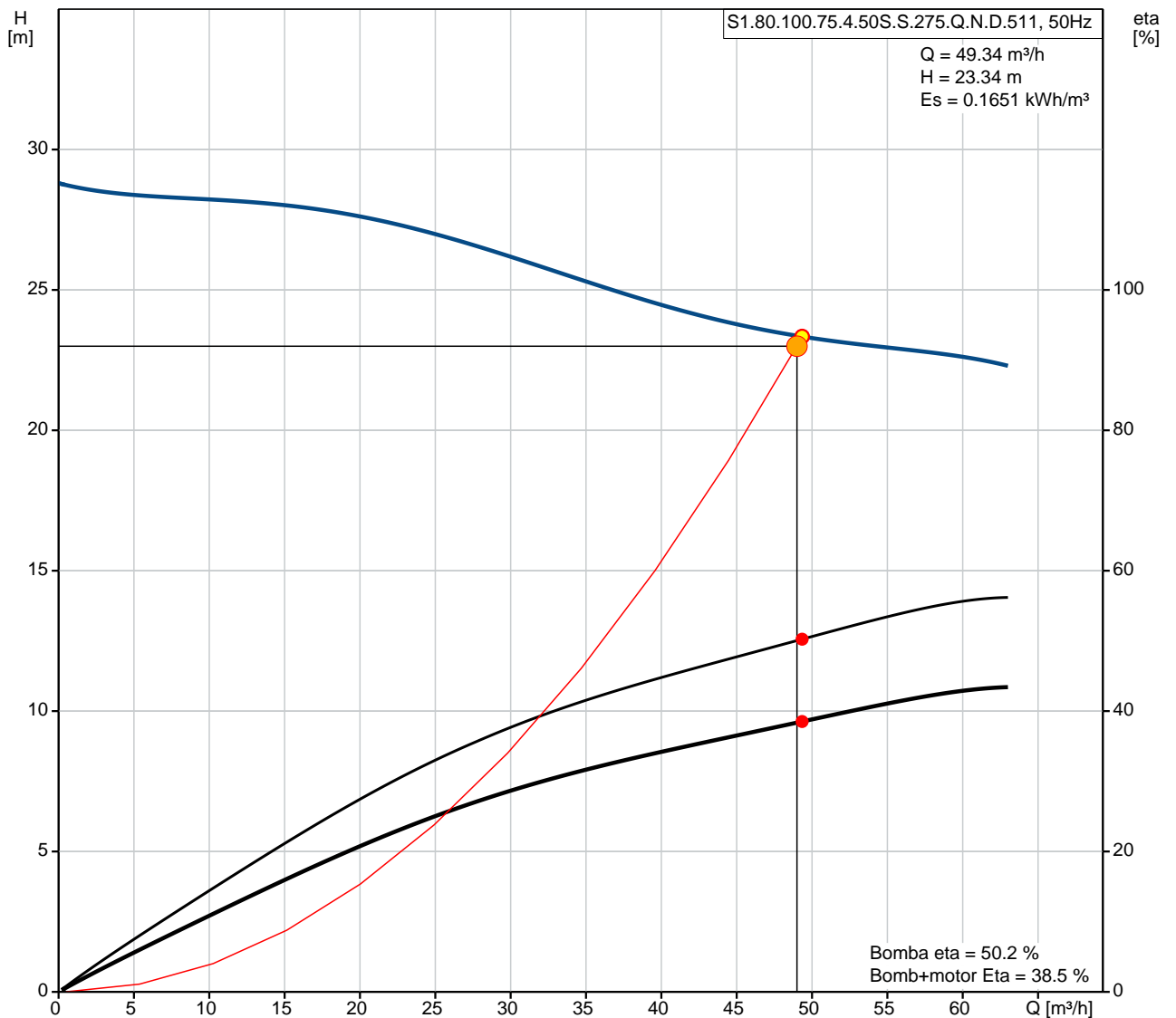


Empresa:
Creado Por:
Teléfono:

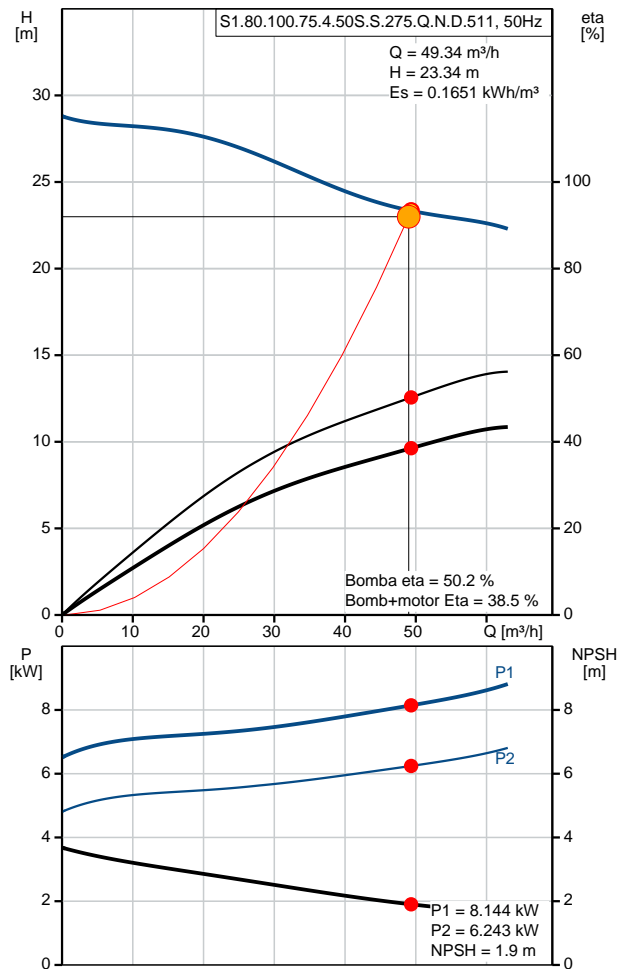
Datos: 09/11/2018

Posición	Contar	Descripción
		Número de polos: 4 Tipo de arranque: Estrella/triángulo Grado de protección (IEC 34-5): IP68 Clase de aislamiento (IEC 85): F Prueba de explosión: no Longitud de cable: 10 m Winding resistance: 1.950 Ohm Cos phi 1/1: 0.83 Cos phi 1/2: 0.64 Cos phi 3/4: 0.76 Otros: Peso neto: 180 kg Gross weight: 211 kg Country of origin: FI Custom tariff no.: 0000.00.00.000A

96810912 S1.80.100.75.4.50S.S.275.Q.N.D.511 50 Hz

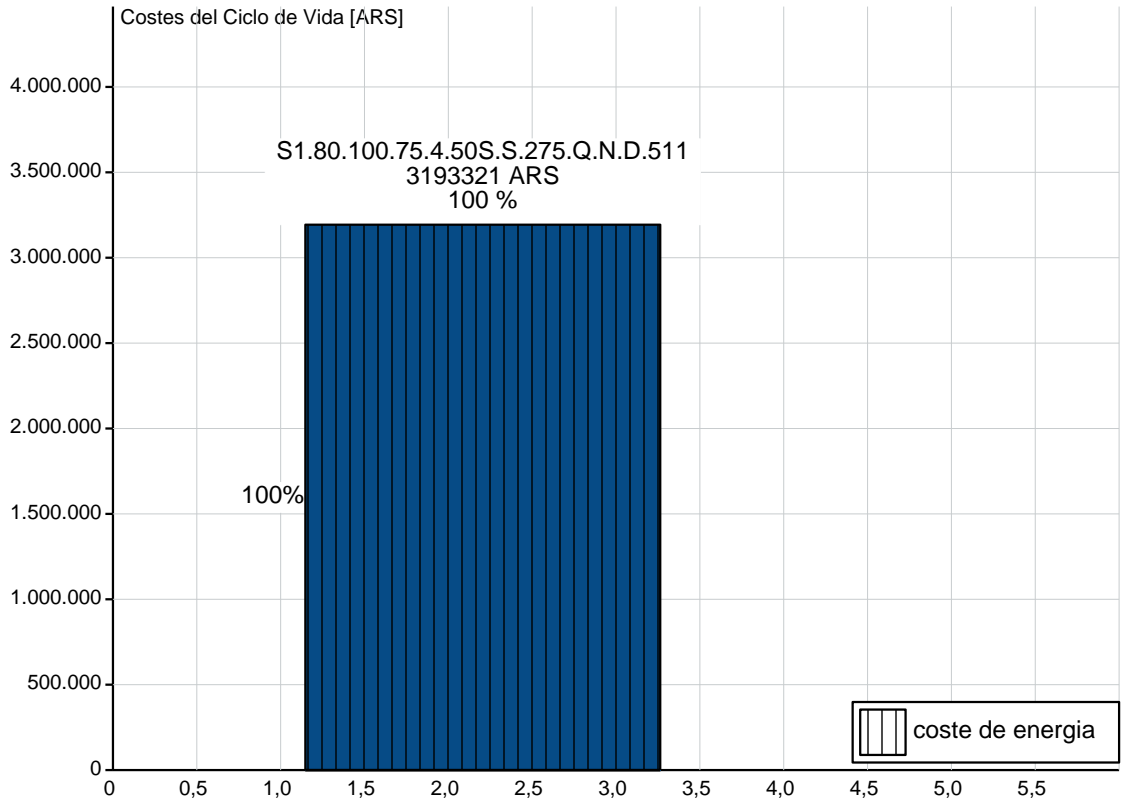


Descripción	Valor
Información general:	
Producto::	S1.80.100.75.4.50S.S.275.
Código::	Q.N.D.511
Número EAN::	96810912
Número EAN::	5700310995502
Técnico:	
Caudal real calculado:	49.34 m ³ /h
Caudal máximo:	65 m ³ /h
Altura resultante de la bomba:	23.34 m
Altura máxima:	29 m
Diámetro real del impulsor:	275 mm
Tipo de impulsor:	1-CANAL
Diámetro máximo de las partículas:	80 mm
Eje primario de cierre:	SIC-SIC
Eje secundario de cierre:	SIC-CARBON
Approvals on nameplate:	CE, EAC
Tolerancia de curva:	ISO9906:2012 3B2
Camisa de refrigeración:	N
Materiales:	
Cuerpo hidráulico:	Fundición
	EN 1561 EN-GJL-250
	AISI A48 30
Impulsor:	Acero inoxidable
	EN 1.4408
	AISI CF8M
Motor:	Fundición
	EN 1561 EN-GJL-250
	AISI A48 30
Instalación:	
Temperatura ambiental máxima:	40 °C
Tipo conexión tubo:	DIN
Size of outlet connection:	DN 100
Presión:	PN 10
Instalación:	S
Inst. en seco / sumergida:	S
Instalación:	vertical
Autoacoplamiento:	96090994
Base:	96102255
Tamaño cuadro:	50
Líquido:	
Líquido bombeado:	Agua
Rango de temperatura del líquido:	0 .. 40 °C
Densidad:	1000 kg/m ³
Datos eléctricos:	
Potencia de entrada - P1:	9.6 kW
Potencia nominal - P2:	7.5 kW
Frecuencia de alimentación:	50 Hz
Tensión nominal:	3 x 400 V
Toler. tensión:	+10/-10 %
Máximos encendidos por hora:	20
Corriente nominal:	17/10 A
Consumo de corriente máximo:	17 A
Intensidad de arranque:	103 A
Velocidad nominal:	1444 rpm
Rendimiento del motor a carga total:	78 %
Rendimiento del motor a 3/4 de carga:	76 %
Rendimiento del motor a 1/2 carga:	71 %
Número de polos:	4

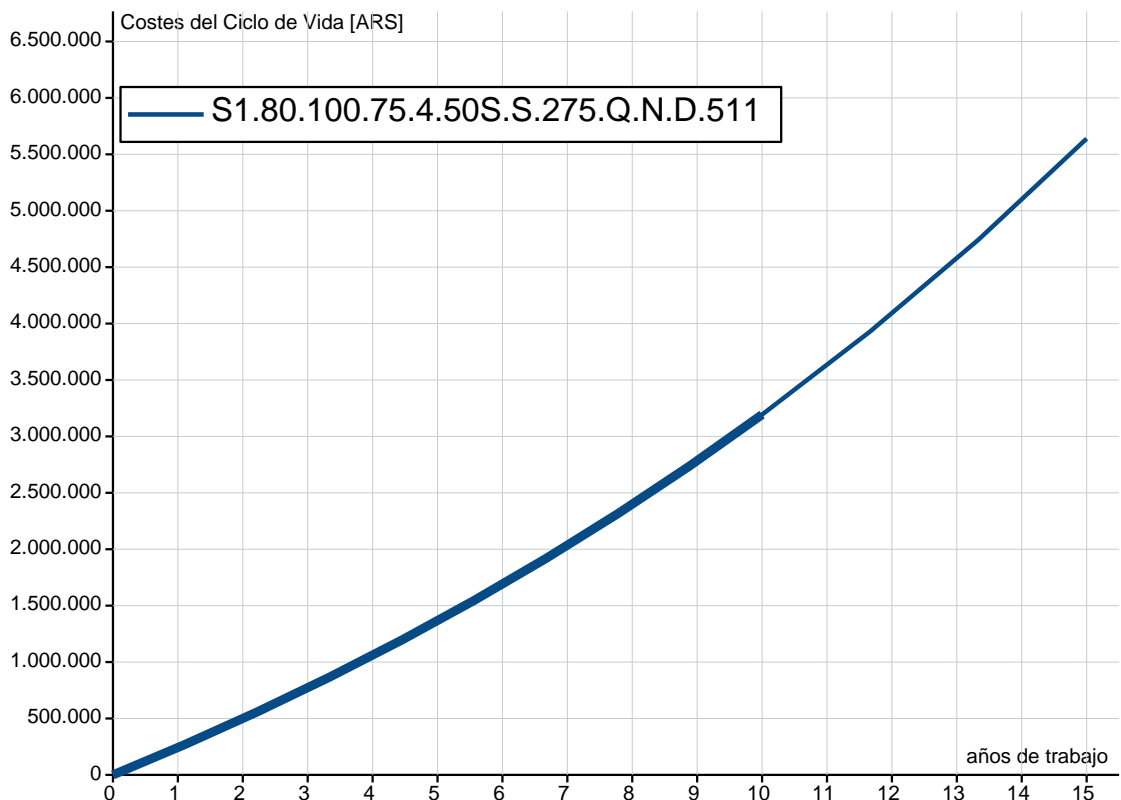



Descripción	Valor
Tipo de arranque:	Estrella/triángulo
Grado de protección (IEC 34-5):	IP68
Clase de aislamiento (IEC 85):	F
Prueba de explosión:	no
Protección del motor:	KLIXON
Longitud de cable:	10 m
Dimensiones del cable:	1X7X1,5MM2+1X7X1,5M M2
Winding resistance:	1.950 Ohm
Cos phi 1/1:	0.83
Cos phi 1/2:	0.64
Cos phi 3/4:	0.76
Paneles control:	
Detector de agua en aceite:	sin detector de agua en aceite
Otros:	
Peso neto:	180 kg
Gross weight:	211 kg
Country of origin:	FI
Custom tariff no.:	0000.00.00.000A

Costes del Ciclo de Vida - 10 años de trabajo



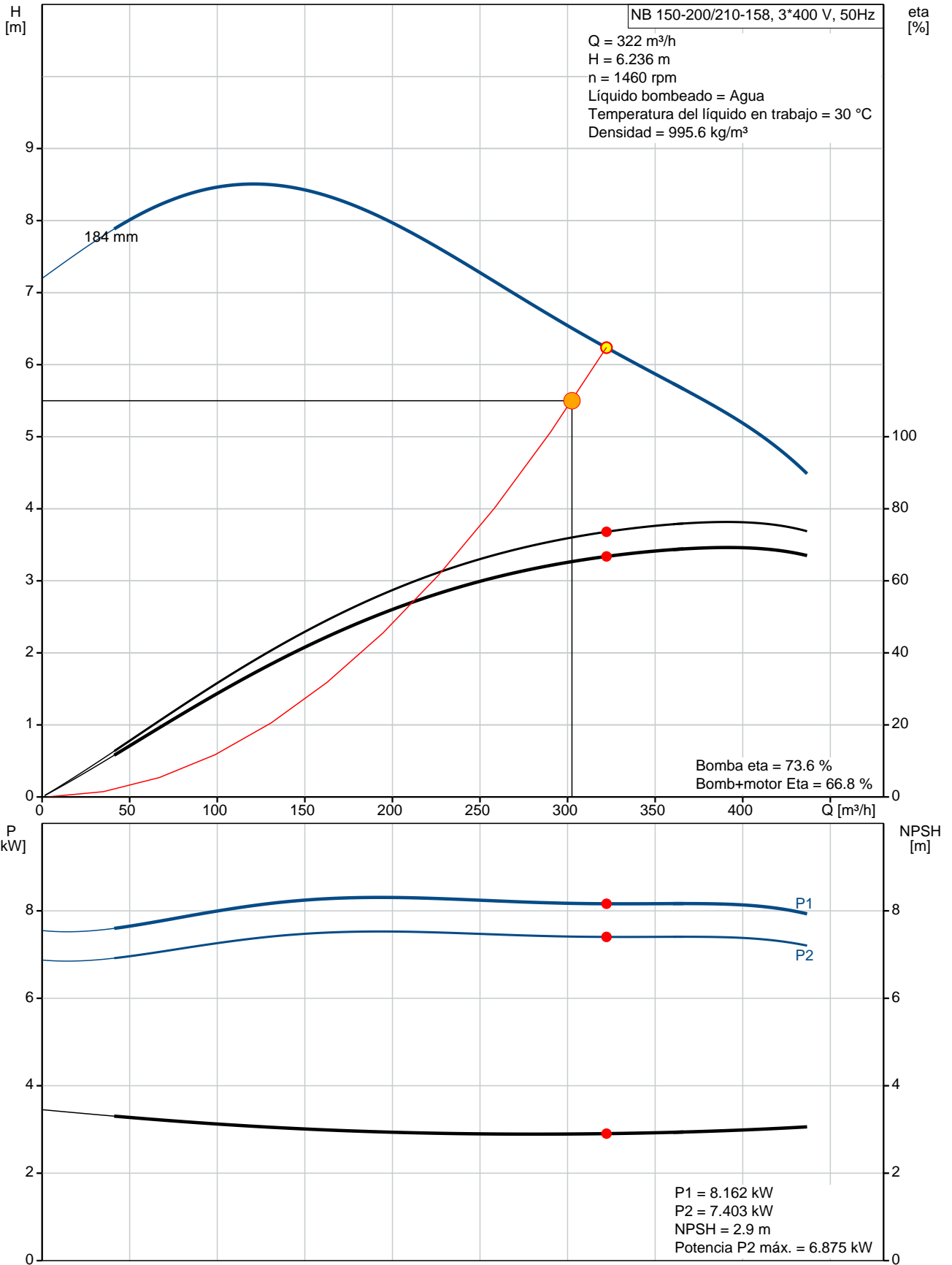
periodo de amortizacion



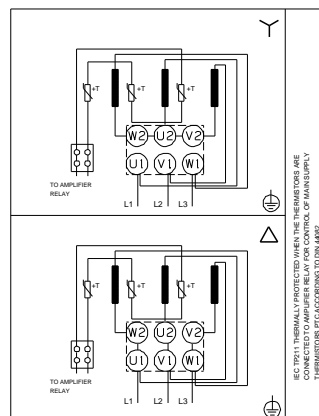
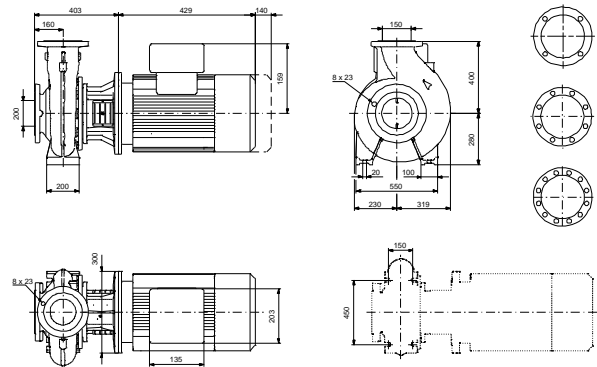
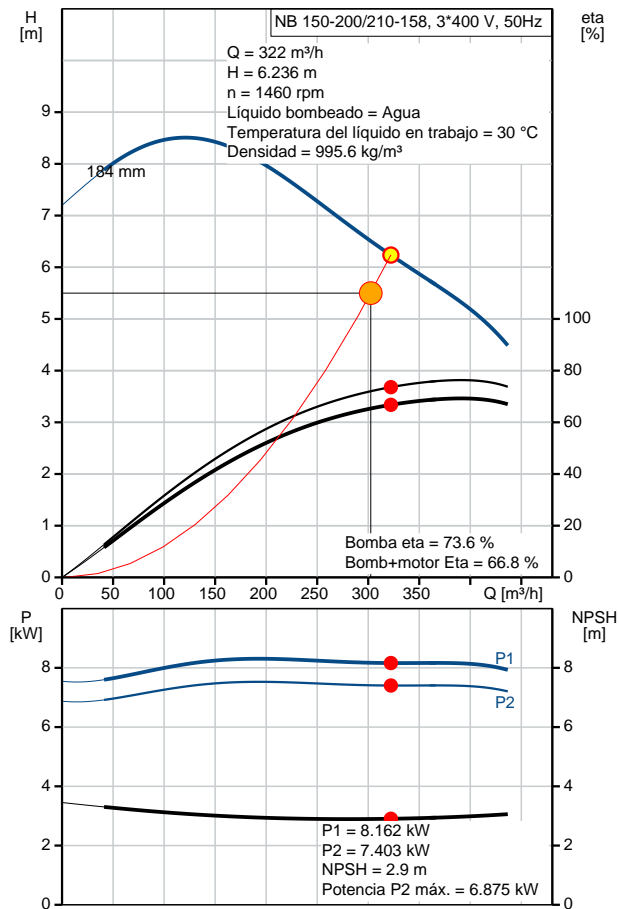
Posición	Contar	Descripción
	1	<p>NB 150-200/210-158 A-F1-A-E-BAQE</p>  <p>Código: 97839455</p> <p>Bomba centrífuga de voluta, no autocebante y de una etapa, diseñada de acuerdo con la norma ISO 5199, con dimensiones y rendimiento nominal de acuerdo con la norma EN 733 (10 bar). Las bridas son de PN 10 y sus dimensiones satisfacen los requisitos establecidos por la norma EN 1092-2. La bomba posee un puerto de aspiración axial, un puerto de descarga radial, eje horizontal y un diseño que facilita la extracción del motor, el soporte del motor, la cubierta y el impulsor sin necesidad de desmontar la carcasa de la bomba ni las tuberías.</p> <p>El cierre de fuelle de caucho no equilibrado satisface los requisitos establecidos por la norma DIN EN 12756.</p> <p>La bomba está acoplada directamente a un motor asíncrono refrigerado por ventilador.</p> <p>Líquido: Líquido bombeado: Agua Rango de temperatura del líquido: 0 .. 120 °C Liquid temperature during operation: 30 °C Densidad: 995.6 kg/m³ Viscosidad cinemática: 0.79 mm²/s</p> <p>Técnico: Caudal real calculado: 322 m³/h Altura resultante de la bomba: 6.236 m Diámetro real del impulsor: 210-158 mm Impulsor nominal: 200 mm Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.: BAQE Eje secundario de cierre: NONE Tolerancia de curva: ISO9906:2012 3B Max power P2 along the curve: 6.875 kW</p> <p>Materiales: Cuerpo hidráulico: Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B Impulsor: Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B Shaft: Stainless steel 1.4301 304 Caucho: EPDM Mat. anillo desgaste: Latón de alta aleación(CuZn34Mn3Al2)</p> <p>Instalación: Temperatura ambiental máxima: 60 °C Presión de trabajo máxima: 10 bar Tipo de brida: EN 1092-2 Aspiración: DN 200 Descarga: DN 150 Presión: PN 10</p>

Posición	Contar	Descripción
		<p>Datos eléctricos:</p> <p>Tipo de motor: 132MB</p> <p>Clase eficiencia IE: IE3</p> <p>Potencia nominal - P2: 7.5 kW</p> <p>Frecuencia de alimentación: 50 Hz</p> <p>Tensión nominal: 3 x 380-415D/660-690Y V</p> <p>Corriente nominal: 14,9-14,2/8,60-8,40 A</p> <p>Intensidad de arranque: 680-780 %</p> <p>Cos phi - Factor de potencia: 0.86-0.82</p> <p>Velocidad nominal: 1460 rpm</p> <p>Eficiencia: IE3 90,4%</p> <p>Rendimiento del motor a carga total: 90.4 %</p> <p>Rendimiento del motor a 3/4 de carga: 91.6 %</p> <p>Rendimiento del motor a 1/2 carga: 92.4 %</p> <p>Número de polos: 4</p> <p>Grado de protección (IEC 34-5): 55 Dust/Jetting</p> <p>Clase de aislamiento (IEC 85): F</p> <p>Tipo lubricante: Grease</p> <p>Otros:</p> <p>Índice eficiencia mínima, MEI : 0.70</p> <p>Estado ErP: Prod. independiente (directiva EuP)</p> <p>Peso neto: 238 kg</p> <p>Peso bruto: 297 kg</p> <p>Volumen: 1.11 m3</p> <p>Country of origin: DK</p> <p>Custom tariff no.: 8413.70.90.900H</p>


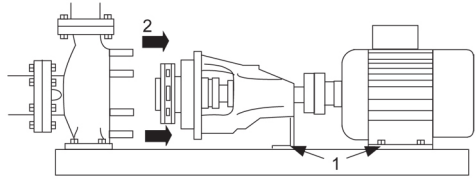
97839455 NB 150-200/210-158 A-F1-A-E-BAQE 50 Hz



Descripción	Valor
Información general:	
Producto::	NB 150-200/210-158
Código::	A-F1-A-E-BAQE
Número EAN::	97839455
	5710625517351
Técnico:	
Caudal real calculado:	322 m ³ /h
Altura resultante de la bomba:	6.236 m
Diámetro real del impulsor:	210-158 mm
Impulsor nominal:	200 mm
Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.:	BAQE
Eje secundario de cierre:	NONE
Diámetro del eje:	32 mm
Tolerancia de curva:	ISO9906:2012 3B
Versión de la bomba:	A
Max power P2 along the curve:	6.875 kW
Materiales:	
Cuerpo hidráulico:	Fundición
	EN-GJL-250
	ASTM A48-40 B
Impulsor:	Fundición
	EN-GJL-200
	ASTM A48-30 B
Shaft:	Stainless steel
	1.4301
	304
Código de material:	A
Caucho:	EPDM
Código para caucho:	E
Mat. anillo desgaste:	Latón de alta aleación(CuZn34Mn3 Al2
Instalación:	
Temperatura ambiental máxima:	60 °C
Presión de trabajo máxima:	10 bar
Tipo de brida:	EN 1092-2
Aspiración:	DN 200
Descarga:	DN 150
Presión:	PN 10
Anillo(s) de junta:	anillo de estanqueidad
Código de conexión:	F1
Líquido:	
Líquido bombeado:	Agua
Rango de temperatura del líquido:	0 .. 120 °C
Liquid temperature during operation:	30 °C
Densidad:	995.6 kg/m ³
Viscosidad cinemática:	0.79 mm ² /s
Datos eléctricos:	
Tipo de motor:	132MB
Clase eficiencia IE:	IE3
Potencia nominal - P2:	7.5 kW
Frecuencia de alimentación:	50 Hz
Tensión nominal:	3 x 380-415D/660-690Y
Corriente nominal:	Y 4,9-14,2/8,60-8,40 A
Intensidad de arranque:	680-780 %



Descripción	Valor
Cos phi - Factor de potencia:	0.86-0.82
Velocidad nominal:	1460 rpm
Eficiencia:	IE3 90,4%
Rendimiento del motor a carga total:	90.4 %
Rendimiento del motor a 3/4 de carga:	91.6 %
Rendimiento del motor a 1/2 carga:	92.4 %
Número de polos:	4
Grado de protección (IEC 34-5):	55 Dust/Jetting
Clase de aislamiento (IEC 85):	F
Protección del motor:	PTC
Motor N°:	87370262
Diseño del montaje según norma CEI 34-7:	IM V1/B5
Tipo lubricante:	Grease
Otros:	
Índice eficiencia mínima, MEI :	0.70
Estado ErP:	Prod. independiente (directiva EuP)
Peso neto:	238 kg
Peso bruto:	297 kg
Volumen:	1.11 m3
Country of origin:	DK
Custom tariff no.:	8413.70.90.900H

Posición	Contar	Descripción
	1	<p>NK 125-250/262 A1-F-A-E-BAQE</p>  <p>Código: 98317067</p> <p>Bomba centrífuga de voluta, no autocebante y de una etapa, diseñada de acuerdo con la norma ISO 5199, con dimensiones y rendimiento nominal de acuerdo con la norma EN 733. Las bridas son de PN 16 y sus dimensiones satisfacen los requisitos establecidos por la norma EN 1092-2. La bomba posee un puerto de aspiración axial, un puerto de descarga radial y un eje horizontal. Su diseño incluye un sistema de extracción trasera que permite desmontar el motor, el acoplamiento, el soporte de los cojinetes y el impulsor sin que esto afecte a la carcasa de la bomba o las tuberías.</p> <p>El cierre de fuelle de caucho no equilibrado satisface los requisitos establecidos por la norma DIN EN 12756.</p> <p>La bomba está equipada con un motor asíncrono refrigerado por ventilador y montado sobre soportes. La bomba y el motor se encuentran montados en una bancada común.</p> <p>Más información acerca del producto</p> <p>La bomba y el motor se encuentran montados en una bancada de acero común según la norma ISO 3661. El sistema de extracción trasera hace posible llevar a cabo el mantenimiento de la bomba con la carcasa aún conectada a las tuberías de entrada y descarga.</p> <ol style="list-style-type: none"> 1) Desenrosque los pernos de la pata del soporte de los cojinetes y la pata del motor. 2) Desmonte el soporte de los cojinetes y el motor de la carcasa de la bomba.  <p>Las piezas de fundición poseen un revestimiento con base de epoxi creado por electrodeposición catódica (CED). Como parte del proceso de pintura por inmersión de alta calidad conocido como CED, se crea un campo eléctrico alrededor de los productos que garantiza la deposición de las partículas sobre una capa de la superficie delgada y muy controlada. Una de las partes más importantes de dicho proceso es el pretratamiento. El proceso completo se compone de las siguientes etapas:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1) Limpieza basada en agentes alcalinos. 2) Fosfatado de zinc. 3) Electrodeposición catódica. 4) Secado hasta obtener un grosor de capa seca de 18-22 µm. <p>El código de color del producto acabado es NCS 9000/RAL 9005.</p> <p>Bomba</p> <p>La carcasa de la bomba posee un orificio de cebado y otro de drenaje, ambos cerrados con tapones.</p> <p>El impulsor es de tipo cerrado y posee álabes de doble curvatura y superficies lisas. El impulsor se equilibra estáticamente (de acuerdo con la norma ISO 1940-1, clase G6.3) e hidráulicamente con objeto de compensar el empuje axial.</p> <p>Los anillos de desgaste que contienen la carcasa de la bomba y el impulsor son de bronce/latón o fundición.</p>

La bomba está equipada con un cierre de fuelle de caucho no equilibrado con transmisión de par a través del muelle y alrededor del fuelle. El fuelle evita que el cierre desgaste el eje e impide que el movimiento axial se vea obstaculizado por la presencia de depósitos en el eje.

Cierre primario:

- Material del anillo del cierre giratorio: Grafito de carbono impregnado con metal
- Material del asiento estacionario: Carburo de silicio (SiC)

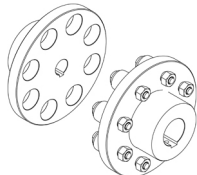
Esta combinación de materiales proporciona una magnífica resistencia a la corrosión y resulta especialmente apta para agua a una temperatura máxima de +120 °C. La vida útil del cierre, no obstante, se ve perjudicada a temperaturas superiores a +90 °C. Esta combinación de materiales no se recomienda para líquidos que contengan partículas, ya que podrían causar un desgaste severo de la superficie de SiC.

Material del cierre secundario: EPDM (caucho de etileno-propileno)

El EPDM posee una excelente resistencia al agua caliente. El EPDM no es apto para el uso con aceites minerales.

El eje está fabricado en acero inoxidable y posee un diámetro de 32 mm por la parte correspondiente al acoplamiento.

La bomba posee un acoplamiento estándar entre sí misma y el eje del motor.



Motor

El motor es totalmente cerrado, cuenta con refrigeración por ventilador y sus principales dimensiones se ajustan a las normas IEC y DIN, así como a la designación de montaje B3 (IM 1001). Las tolerancias eléctricas satisfacen los requisitos establecidos por la norma IEC 60034.

El nivel de eficiencia del motor de acuerdo con la norma IEC 60034-30 es IE3.

El motor posee termistores (sensores PTC) en los bobinados, de acuerdo con las normas DIN 44081/DIN 44082. El sistema de protección reacciona a los aumentos de temperatura lentos y rápidos (como aquellos que tienen lugar en condiciones de sobrecarga constante y atasco).

Los térmicos deben conectarse a un circuito de control externo para garantizar que la función de restablecimiento automático no pueda dar lugar a accidentes. Los motores deben conectarse a un disyuntor protector para motor de acuerdo con lo establecido por la normativa local en vigor.

El motor se puede conectar a un variador de frecuencia para hacer posible el ajuste del punto de trabajo de la bomba a cualquier valor. La gama CUE de Grundfos pone a su disposición un amplio abanico de variadores de frecuencia. Encontrará más información en el centro de productos de Grundfos.

Datos técnicos

Líquido:

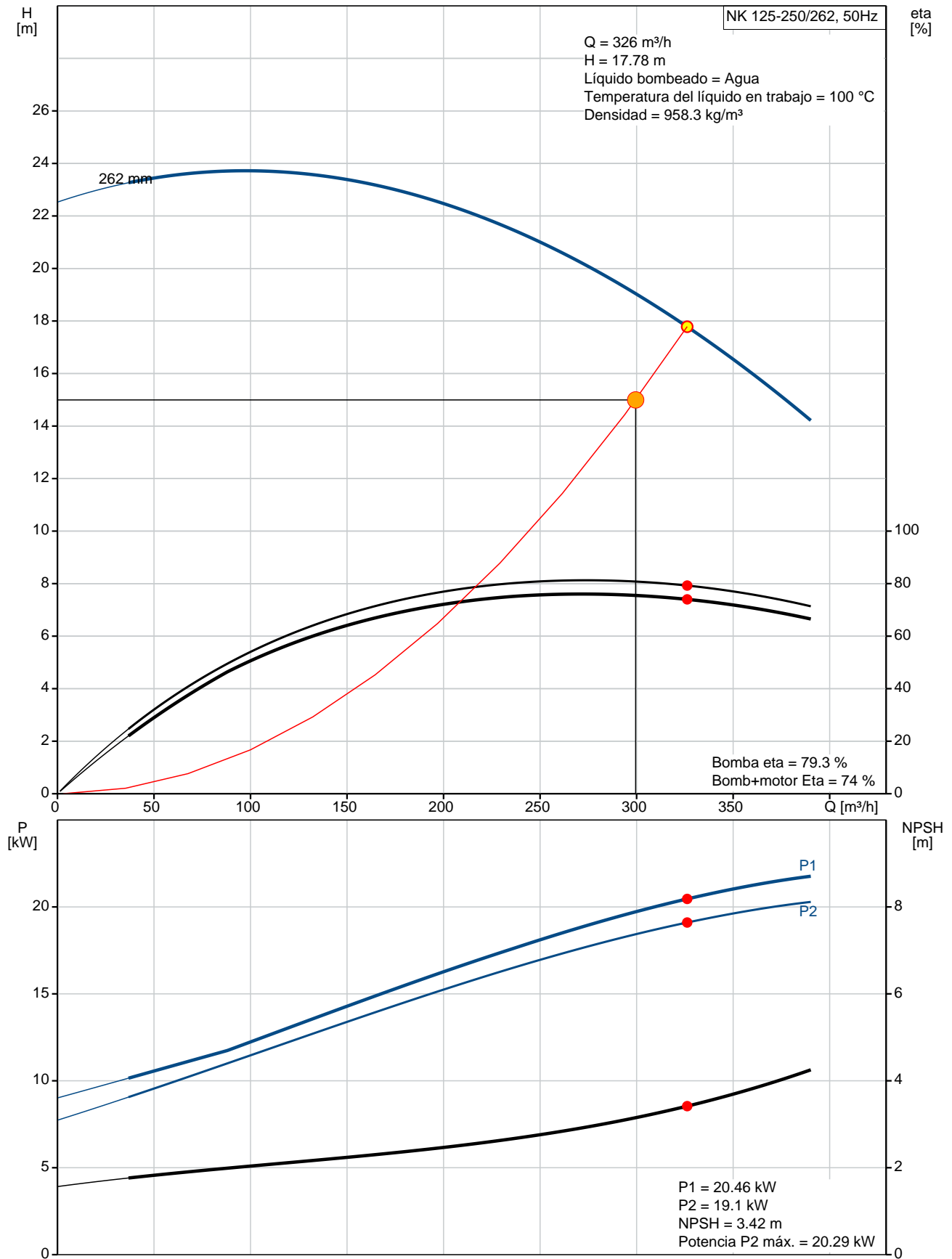
Líquido bombeado: Agua
Rango de temperatura del líquido: 0 .. 120 °C
Liquid temperature during operation: 100 °C
Densidad: 958.3 kg/m³
Viscosidad cinemática: 0.4 mm²/s

Técnico:

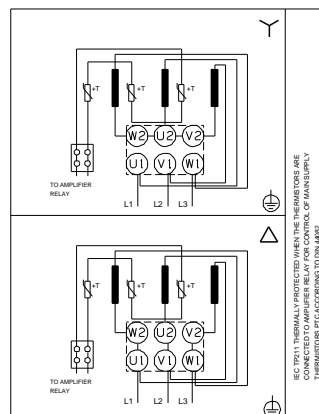
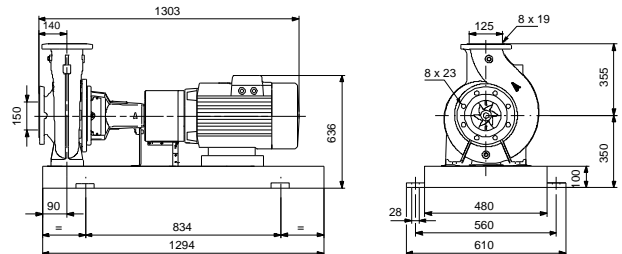
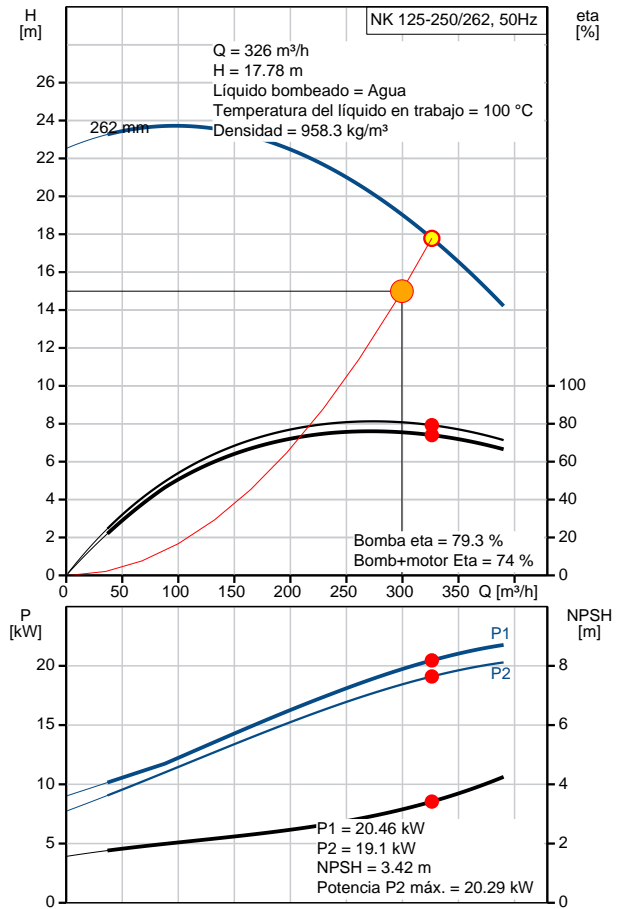
Caudal real calculado: 326 m³/h
Altura resultante de la bomba: 17.78 m
Diámetro real del impulsor: 262 mm
Impulsor nominal: 250 mm
Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.: BAQE
Eje secundario de cierre: NONE
Tolerancia de curva: ISO9906:2012 3B

Posición	Contar	Descripción
		<p>Max power P2 along the curve: 20.29 kW</p> <p>Materiales:</p> <p>Cuerpo hidráulico: Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B</p> <p>Impulsor: Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B</p> <p>Caucho: EPDM</p> <p>Mat. anillo desgaste: Latón de alta aleación(CuZn34Mn3Al2)</p> <p>Instalación:</p> <p>Temperatura ambiental máxima: 55 °C</p> <p>Presión de trabajo máxima: 16 bar</p> <p>Tipo de brida: EN 1092-2</p> <p>Aspiración: DN 150</p> <p>Descarga: DN 125</p> <p>Presión: PN 16</p> <p>Tipo de acoplamiento: Estándar</p> <p>Armazón base: EN / ISO</p> <p>Datos eléctricos:</p> <p>Tipo de motor: SIEMENS</p> <p>Clase eficiencia IE: IE3</p> <p>Potencia nominal - P2: 22 kW</p> <p>Frecuencia de alimentación: 50 Hz</p> <p>Tensión nominal: 3 x 380-420D/660-725Y V</p> <p>Corriente nominal: 42,5-40,5/24,6-23,6 A</p> <p>Intensidad de arranque: 680-680 %</p> <p>Cos phi - Factor de potencia: 0.83</p> <p>Velocidad nominal: 1470 rpm</p> <p>Eficiencia: IE3 93,0%</p> <p>Rendimiento del motor a carga total: 93.0-93.0 %</p> <p>Rendimiento del motor a 3/4 de carga: 93.7-93.7 %</p> <p>Rendimiento del motor a 1/2 carga: 93.7-93.7 %</p> <p>Número de polos: 4</p> <p>Grado de protección (IEC 34-5): 55 Dust/Jetting</p> <p>Clase de aislamiento (IEC 85): F</p> <p>Tipo lubricante: Grease</p> <p>Otros:</p> <p>Índice eficiencia mínima, MEI : 0.57</p> <p>Estado ErP: Prod. independiente (directiva EuP)</p> <p>Peso neto: 427 kg</p> <p>Peso bruto: 454 kg</p> <p>Volumen: 0.841 m3</p> <p>Country of origin: AR</p> <p>Custom tariff no.: 8413.70.90.900H</p>


98317067 NK 125-250/262 A1-F-A-E-BAQE 50 Hz



Descripción	Valor
Información general:	
Producto::	NK 125-250/262
Código::	A1-F-A-E-BAQE 98317067
Número EAN::	5711492934302
Técnico:	
Caudal real calculado:	326 m ³ /h
Altura resultante de la bomba:	17.78 m
Diámetro real del impulsor:	262 mm
Impulsor nominal:	250 mm
Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.:	BAQE
Eje secundario de cierre:	NONE
Diámetro del eje:	32 mm
Tolerancia de curva:	ISO9906:2012 3B
Versión de la bomba:	A1
Max power P2 along the curve:	20.29 kW
Materiales:	
Cuerpo hidráulico:	Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B
Impulsor:	Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B
Código de material:	A
Caucho:	EPDM
Código para caucho:	E
Mat. anillo desgaste:	Latón de alta aleación(CuZn34Mn3 Al2
Instalación:	
Temperatura ambiental máxima:	55 °C
Presión de trabajo máxima:	16 bar
Tipo de brida:	EN 1092-2
Aspiración:	DN 150
Descarga:	DN 125
Presión:	PN 16
Tipo de acoplamiento:	Estándar
Anillo(s) de junta:	anillo de estanqueidad
Armazón base:	EN / ISO
Código de conexión:	F
Líquido:	
Líquido bombeado:	Agua
Rango de temperatura del líquido:	0 .. 120 °C
Liquid temperature during operation:	100 °C
Densidad:	958.3 kg/m ³
Viscosidad cinemática:	0.4 mm ² /s
Datos eléctricos:	
Tipo de motor:	SIEMENS
Clase eficiencia IE:	IE3
Potencia nominal - P2:	22 kW
Frecuencia de alimentación:	50 Hz
Tensión nominal:	3 x 380-420D/660-725Y
Corriente nominal:	√2,5-40,5/24,6-23,6 A
Intensidad de arranque:	680-680 %
Cos phi - Factor de potencia:	0.83

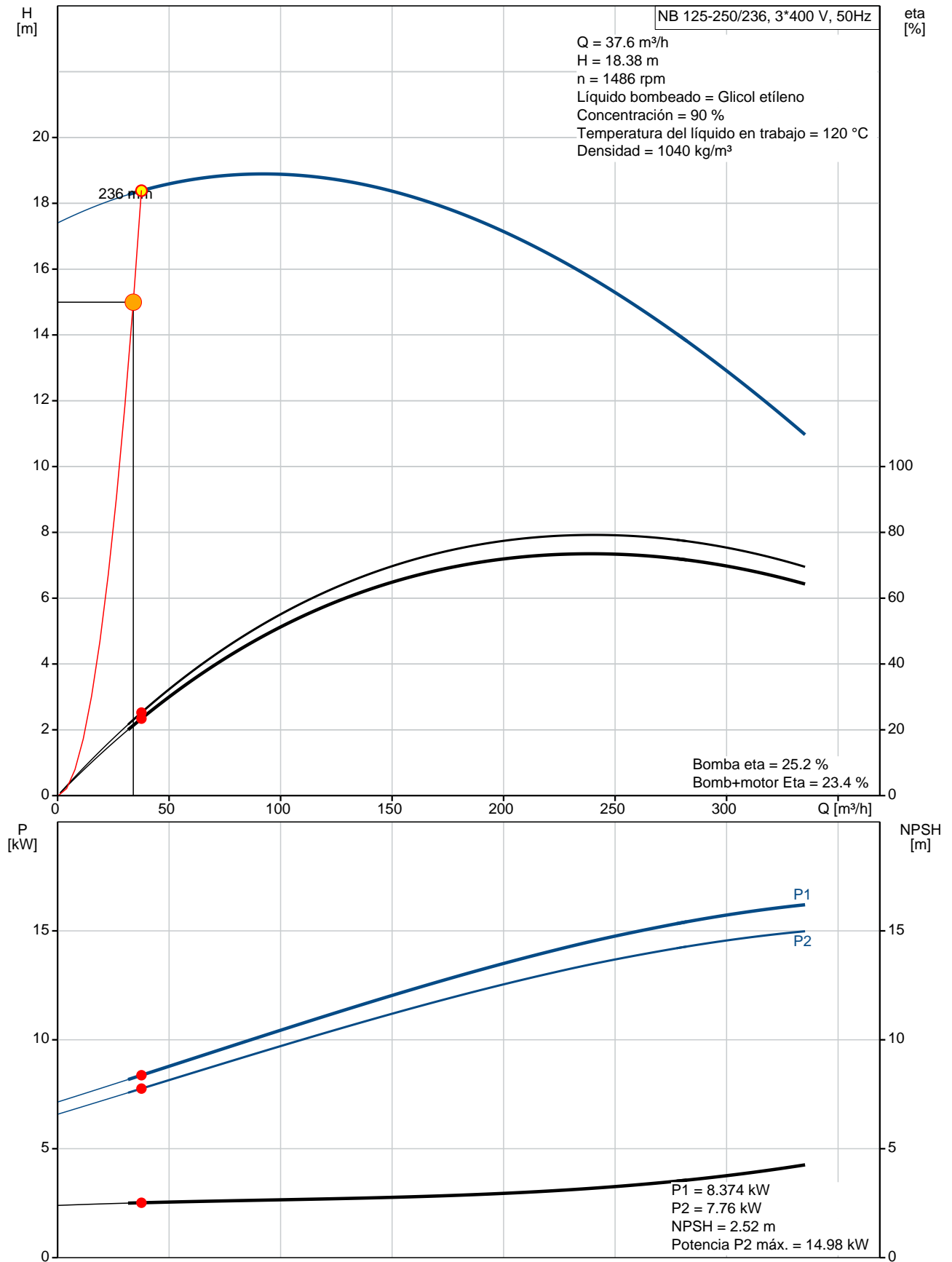


Descripción	Valor
Velocidad nominal:	1470 rpm
Eficiencia:	IE3 93,0%
Rendimiento del motor a carga total:	93.0-93.0 %
Rendimiento del motor a 3/4 de carga:	93.7-93.7 %
Rendimiento del motor a 1/2 carga:	93.7-93.7 %
Número de polos:	4
Grado de protección (IEC 34-5):	55 Dust/Jetting
Clase de aislamiento (IEC 85):	F
Protección del motor:	PTC
Motor N°:	98957807
Tipo lubricante:	Grease
Otros:	
Índice eficiencia mínima, MEI :	0.57
Estado ErP:	Prod. independiente (directiva EuP)
Peso neto:	427 kg
Peso bruto:	454 kg
Volumen:	0.841 m3
Country of origin:	AR
Custom tariff no.:	8413.70.90.900H

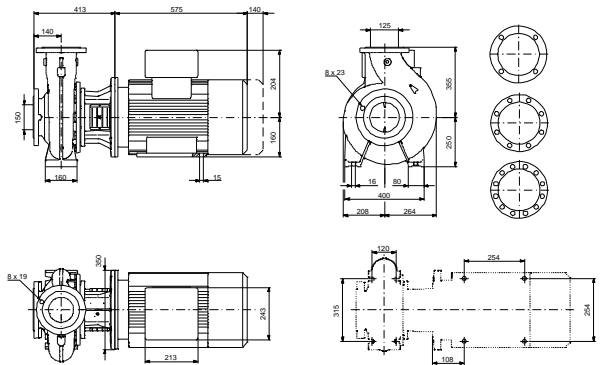
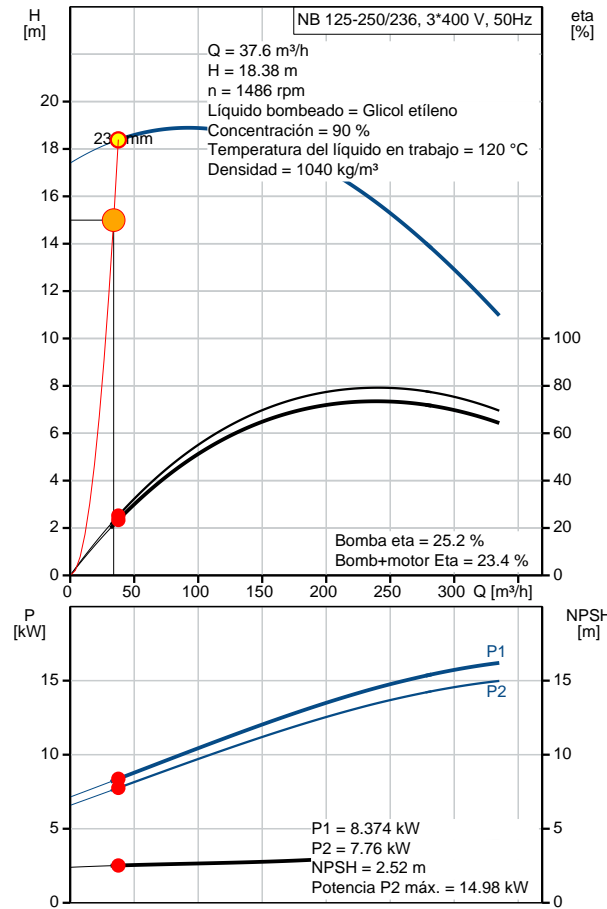
Posición	Contar	Descripción
	1	<p>NB 125-250/236 A-F2-A-E-BQQE</p>  <p>Código: 98097357</p> <p>Bomba centrífuga de voluta, no autocebante y de una etapa, diseñada de acuerdo con la norma ISO 5199, con dimensiones y rendimiento nominal de acuerdo con la norma EN 733 (10 bar). Las bridas son de PN 16 y sus dimensiones satisfacen los requisitos establecidos por la norma EN 1092-2. La bomba posee un puerto de aspiración axial, un puerto de descarga radial, eje horizontal y un diseño que facilita la extracción del motor, el soporte del motor, la cubierta y el impulsor sin necesidad de desmontar la carcasa de la bomba ni las tuberías.</p> <p>El cierre de fuelle de caucho no equilibrado satisface los requisitos establecidos por la norma DIN EN 12756.</p> <p>La bomba está acoplada directamente a un motor asíncrono refrigerado por ventilador.</p> <p>Líquido: Líquido bombeado: Glicol etileno Rango de temperatura del líquido: -25 .. 120 °C Concentración: 90 % Liquid temperature during operation: 120 °C Densidad: 1040 kg/m³ Viscosidad cinemática: 0.94 mm²/s</p> <p>Técnico: Caudal real calculado: 37.6 m³/h Altura resultante de la bomba: 18.38 m Diámetro real del impulsor: 236 mm Impulsor nominal: 250 mm Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.: BQQE Eje secundario de cierre: NONE Tolerancia de curva: ISO9906:2012 3B Max power P2 along the curve: 14.98 kW</p> <p>Materiales: Cuerpo hidráulico: Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B Impulsor: Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B Shaft: Stainless steel 1.4301 304 Caucho: EPDM Mat. anillo desgaste: Latón de alta aleación(CuZn34Mn3Al2)</p> <p>Instalación: Temperatura ambiental máxima: 60 °C Presión de trabajo máxima: 16 bar Tipo de brida: EN 1092-2 Aspiración: DN 150 Descarga: DN 125</p>

Posición	Contar	Descripción
		Presión: PN 16 Datos eléctricos: Tipo de motor: 160LB Clase eficiencia IE: IE3 Potencia nominal - P2: 15 kW Frecuencia de alimentación: 50 Hz Tensión nominal: 3 x 380-415D/660-690Y V Corriente nominal: 29,0-28,0/16,8-16,4 A Intensidad de arranque: 760-870 % Cos phi - Factor de potencia: 0.86-0.82 Velocidad nominal: 1460-1470 rpm Eficiencia: IE3 92,1% Rendimiento del motor a carga total: 92.1 % Rendimiento del motor a 3/4 de carga: 92.3 % Rendimiento del motor a 1/2 carga: 92.1 % Número de polos: 4 Grado de protección (IEC 34-5): 55 Dust/Jetting Clase de aislamiento (IEC 85): F Tipo lubricante: Grease Otros: Índice eficiencia mínima, MEI : 0.62 Estado ErP: Prod. independiente (directiva EuP) Peso neto: 255 kg Peso bruto: 313 kg Volumen: 1.11 m3 Country of origin: AR Custom tariff no.: 8413.70.90.900H

98097357 NB 125-250/236 A-F2-A-E-BQQE 50 Hz



Descripción	Valor
Información general:	
Producto::	NB 125-250/236 A-F2-A-E-BQQE
Código::	98097357
Número EAN::	5710628962172
Técnico:	
Caudal real calculado:	37.6 m³/h
Altura resultante de la bomba:	18.38 m
Diámetro real del impulsor:	236 mm
Impulsor nominal:	250 mm
Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.:	BQQE
Eje secundario de cierre:	NONE
Diámetro del eje:	32 mm
Tolerancia de curva:	ISO9906:2012 3B
Versión de la bomba:	A
Max power P2 along the curve:	14.98 kW
Materiales:	
Cuerpo hidráulico:	Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B
Impulsor:	Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B
Shaft:	Stainless steel 1.4301 304
Código de material:	A
Caucho:	EPDM
Código para caucho:	E

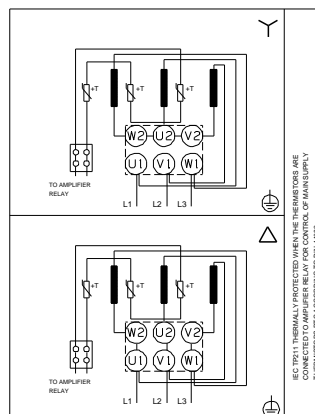


Mat. anillo desgaste:	Latón de alta aleación (CuZn34Mn3 Al2)
Instalación:	
Temperatura ambiental máxima:	60 °C
Presión de trabajo máxima:	16 bar
Tipo de brida:	EN 1092-2
Aspiración:	DN 150
Descarga:	DN 125
Presión:	PN 16
Anillo(s) de junta:	anillo de estanqueidad F2
Código de conexión:	F2


Líquido:	
Líquido bombeado:	Glicol etileno
Rango de temperatura del líquido:	-25 .. 120 °C
Concentración:	90 %
Liquid temperature during operation:	120 °C
Densidad:	1040 kg/m³
Viscosidad cinemática:	0.94 mm²/s

Datos eléctricos:	
Tipo de motor:	160LB
Clase eficiencia IE:	IE3
Potencia nominal - P2:	15 kW
Frecuencia de alimentación:	50 Hz

Tensión nominal:	3 x 380-415D/660-690Y
Corriente nominal:	V 29,0-28,0/16,8-16,4 A

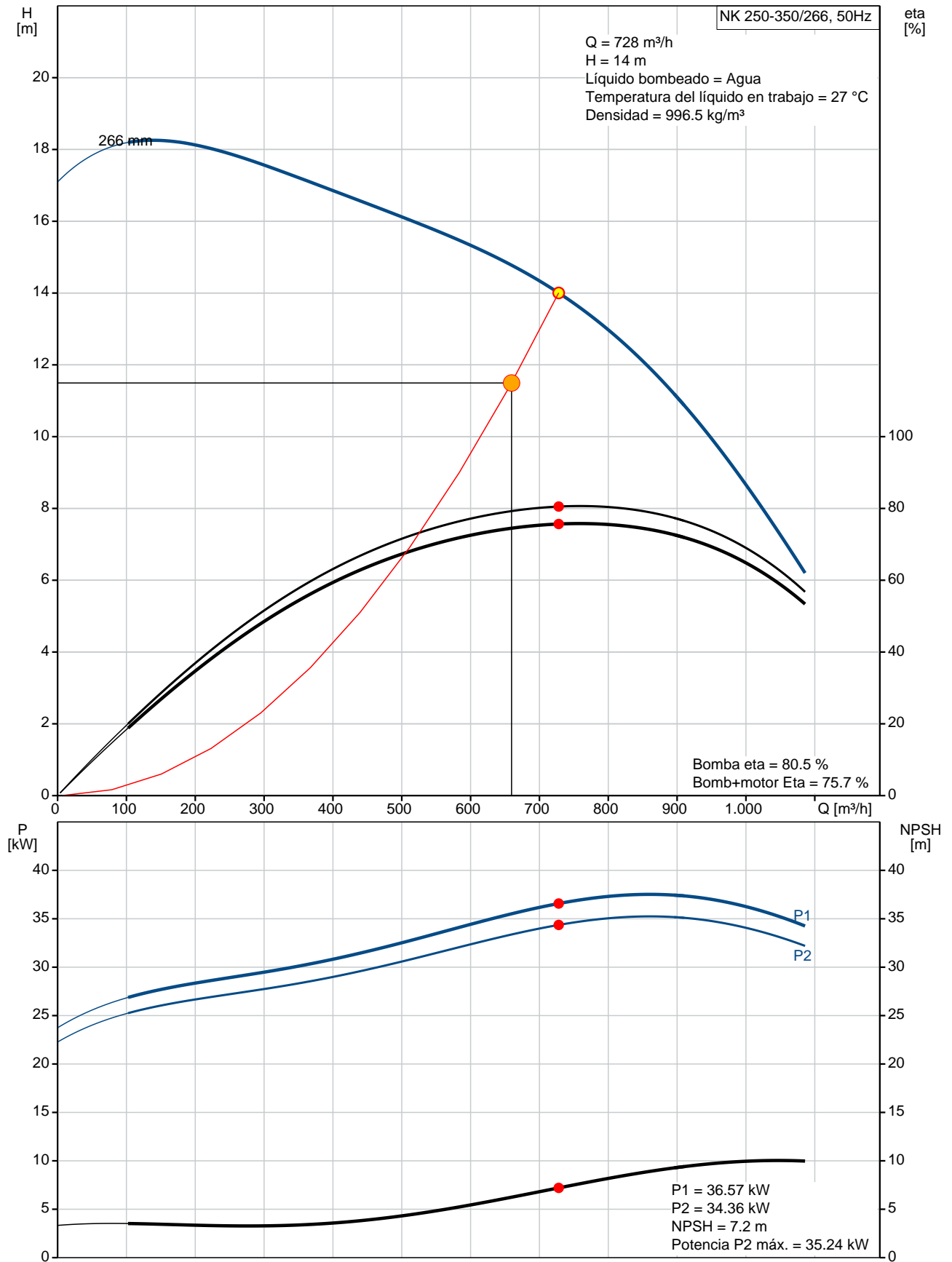


Descripción	Valor
Intensidad de arranque:	760-870 %
Cos phi - Factor de potencia:	0.86-0.82
Velocidad nominal:	1460-1470 rpm
Eficiencia:	IE3 92,1%
Rendimiento del motor a carga total:	92.1 %
Rendimiento del motor a 3/4 de carga:	92.3 %
Rendimiento del motor a 1/2 carga:	92.1 %
Número de polos:	4
Grado de protección (IEC 34-5):	55 Dust/Jetting
Clase de aislamiento (IEC 85):	F
Protección del motor:	PTC
Motor N°:	87420036
Diseño del montaje según norma CEI 34-7:	IM B35
Tipo lubricante:	Grease
Otros:	
Índice eficiencia mínima, MEI :	0.62
Estado ErP:	Prod. independiente (directiva EuP)
Peso neto:	255 kg
Peso bruto:	313 kg
Volumen:	1.11 m3
Country of origin:	AR
Custom tariff no.:	8413.70.90.900H

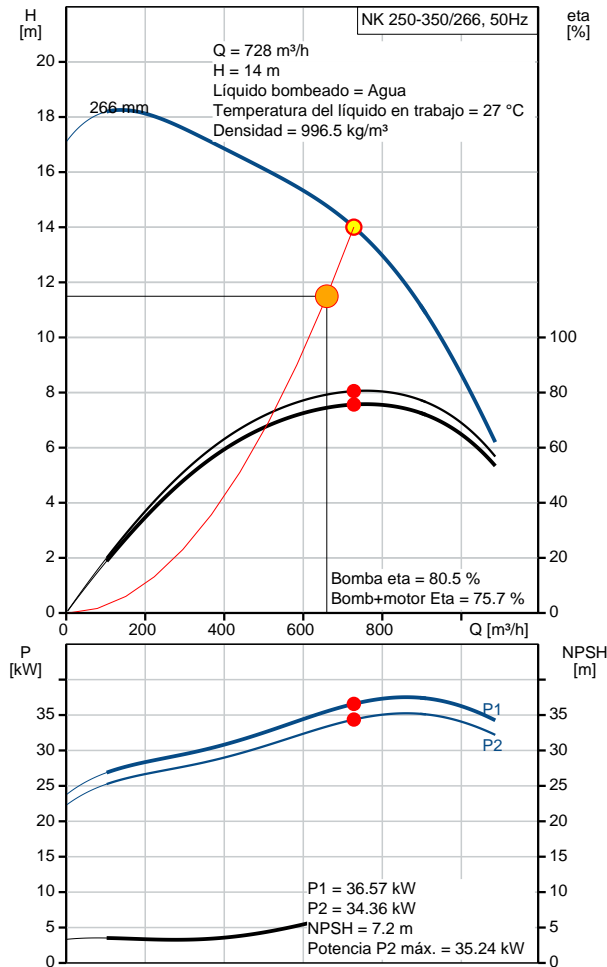
Posición	Contar	Descripción
	1	<p>NK 250-350/266 A1-F-A-E-BAQE</p>  <p>Código: 98737770</p> <p>Bomba centrífuga de voluta, no autocebante y de una etapa, diseñada de acuerdo con la norma ISO 5199, con dimensiones y rendimiento nominal de acuerdo con la norma EN 733. Las bridas son de PN 10 y sus dimensiones satisfacen los requisitos establecidos por la norma EN 1092-2. La bomba posee un puerto de aspiración axial, un puerto de descarga radial y un eje horizontal. Su diseño incluye un sistema de extracción trasera que permite desmontar el motor, el acoplamiento, el soporte de los cojinetes y el impulsor sin que esto afecte a la carcasa de la bomba o las tuberías.</p> <p>El cierre de fuelle de caucho no equilibrado satisface los requisitos establecidos por la norma DIN EN 12756.</p> <p>La bomba está equipada con un motor asíncrono refrigerado por ventilador y montado sobre soportes. La bomba y el motor se encuentran montados en una bancada común.</p> <p>Líquido: Líquido bombeado: Agua Rango de temperatura del líquido: 0 .. 120 °C Liquid temperature during operation: 27 °C Densidad: 996.5 kg/m³ Viscosidad cinemática: 0.85 mm²/s</p> <p>Técnico: Caudal real calculado: 728 m³/h Altura resultante de la bomba: 14 m Diámetro real del impulsor: 266 mm Impulsor nominal: 350 mm Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.: BAQE Eje secundario de cierre: NONE Tolerancia de curva: ISO9906:2012 3B Max power P2 along the curve: 35.24 kW</p> <p>Materiales: Cuerpo hidráulico: Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B Impulsor: Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B Caucho: EPDM Mat. anillo desgaste: Latón de alta aleación(CuZn34Mn3Al2)</p> <p>Instalación: Temperatura ambiental máxima: 60 °C Presión de trabajo máxima: 10 bar Tipo de brida: EN 1092-2 Aspiración: DN 300 Descarga: DN 250 Presión: PN 10 Tipo de acoplamiento: Estándar</p>

Posición	Contar	Descripción
		Armazón base: C - Channel Datos eléctricos: Tipo de motor: MMG225SA Clase eficiencia IE: IE3 Potencia nominal - P2: 37 kW Frecuencia de alimentación: 50 Hz Tensión nominal: 3 x 380-420D/660-725Y V Corriente nominal: 69,0-62,5/39,5-36,0 A Intensidad de arranque: 640-640 % Cos phi - Factor de potencia: 0.9 Velocidad nominal: 1480 rpm Eficiencia: IE3 93,9% Rendimiento del motor a carga total: 93.9-93.9 % Rendimiento del motor a 3/4 de carga: 94.1-94.1 % Rendimiento del motor a 1/2 carga: 93.6-93.6 % Número de polos: 4 Grado de protección (IEC 34-5): 55 (Protect. water jets/dust) Clase de aislamiento (IEC 85): F Tipo lubricante: Grease Otros: Índice eficiencia mínima, MEI : 0.70 Estado ErP: Prod. independiente (directiva EuP) Peso neto: 1030 kg Peso bruto: 1120 kg Volumen: 2.59 m3


98737770 NK 250-350/266 A1-F-A-E-BAQE 50 Hz



Descripción	Valor
Información general:	
Producto::	NK 250-350/266
Código::	A1-F-A-E-BAQE
Número EAN::	98737770
Número EAN::	5712600727717
Técnico:	
Caudal real calculado:	728 m ³ /h
Altura resultante de la bomba:	14 m
Diámetro real del impulsor:	266 mm
Impulsor nominal:	350 mm
Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.:	BAQE
Eje secundario de cierre:	NONE
Diámetro del eje:	48 mm
Tolerancia de curva:	ISO9906:2012 3B
Versión de la bomba:	A1
Max power P2 along the curve:	35.24 kW
Materiales:	
Cuerpo hidráulico:	Fundición
	EN-GJL-250
	ASTM A48-40 B
Impulsor:	Fundición
	EN-GJL-200
	ASTM A48-30 B
Código de material:	A
Caucho:	EPDM
Código para caucho:	E
Mat. anillo desgaste:	Latón de alta aleación(CuZn34Mn3 Ai2
Instalación:	
Temperatura ambiental máxima:	60 °C
Presión de trabajo máxima:	10 bar
Tipo de brida:	EN 1092-2
Aspiración:	DN 300
Descarga:	DN 250
Presión:	PN 10
Tipo de acoplamiento:	Estándar
Anillo(s) de junta:	anillo de estanqueidad
Armazón base:	C - Channel
Código de conexión:	F
Líquido:	
Líquido bombeado:	Agua
Rango de temperatura del líquido:	0 .. 120 °C
Liquid temperature during operation:	27 °C
Densidad:	996.5 kg/m ³
Viscosidad cinemática:	0.85 mm ² /s
Datos eléctricos:	
Tipo de motor:	MMG225SA
Clase eficiencia IE:	IE3
Potencia nominal - P2:	37 kW
Frecuencia de alimentación:	50 Hz
Tensión nominal:	3 x 380-420D/660-725Y
Corriente nominal:	69,0-62,5/39,5-36,0 A
Intensidad de arranque:	640-640 %
Cos phi - Factor de potencia:	0.9

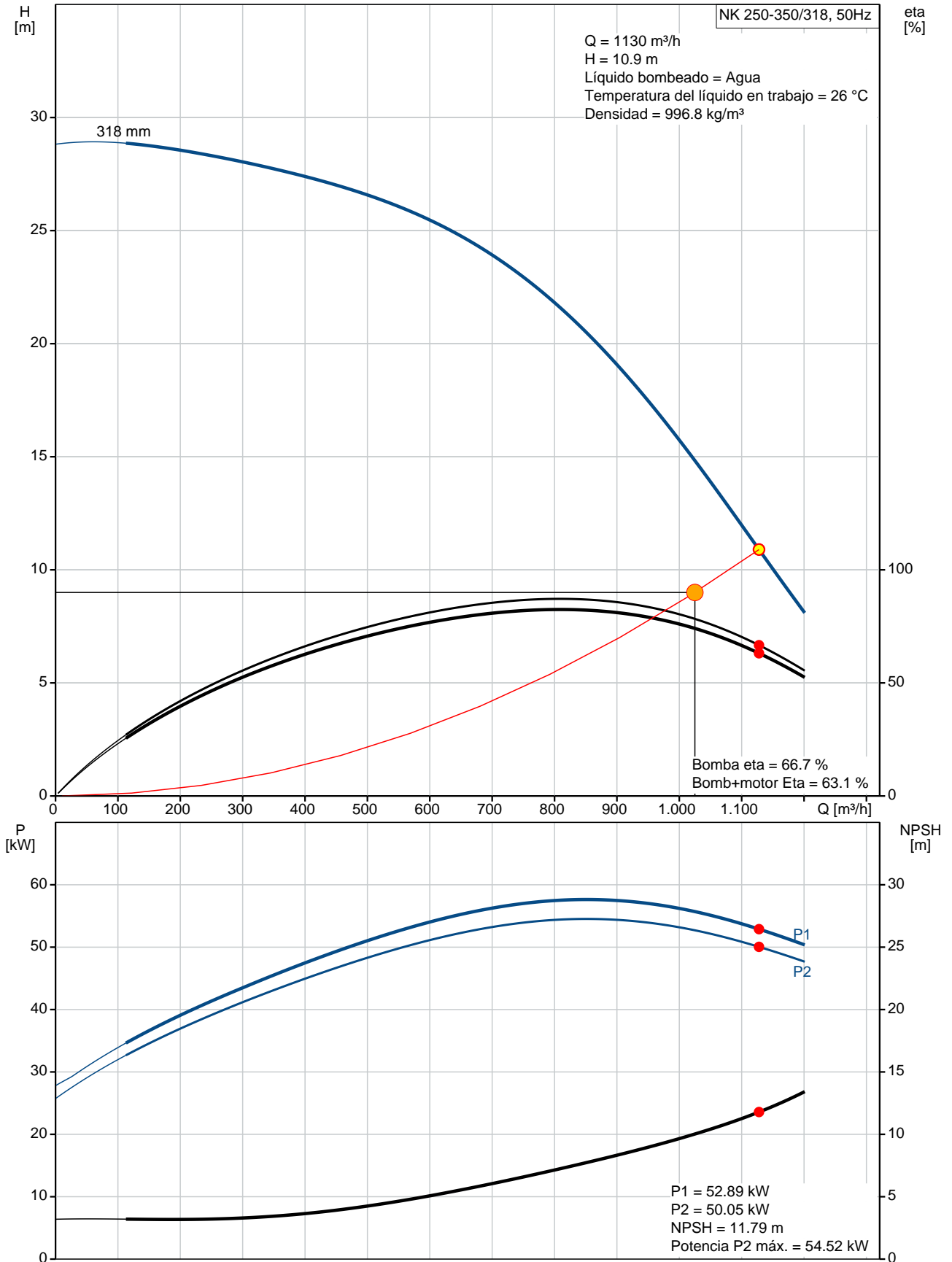


Descripción	Valor
Velocidad nominal:	1480 rpm
Eficiencia:	IE3 93,9%
Rendimiento del motor a carga total:	93.9-93.9 %
Rendimiento del motor a 3/4 de carga:	94.1-94.1 %
Rendimiento del motor a 1/2 carga:	93.6-93.6 %
Número de polos:	4
Grado de protección (IEC 34-5):	55 (Protect. water jets/dust)
Clase de aislamiento (IEC 85):	F
Protección del motor:	PTC
Motor N°:	83L16134
Tipo lubricante:	Grease
Otros:	
Índice eficiencia mínima, MEI :	0.70
Estado ErP:	Prod. independiente (directiva EuP)
Peso neto:	1030 kg
Peso bruto:	1120 kg
Volumen:	2.59 m3

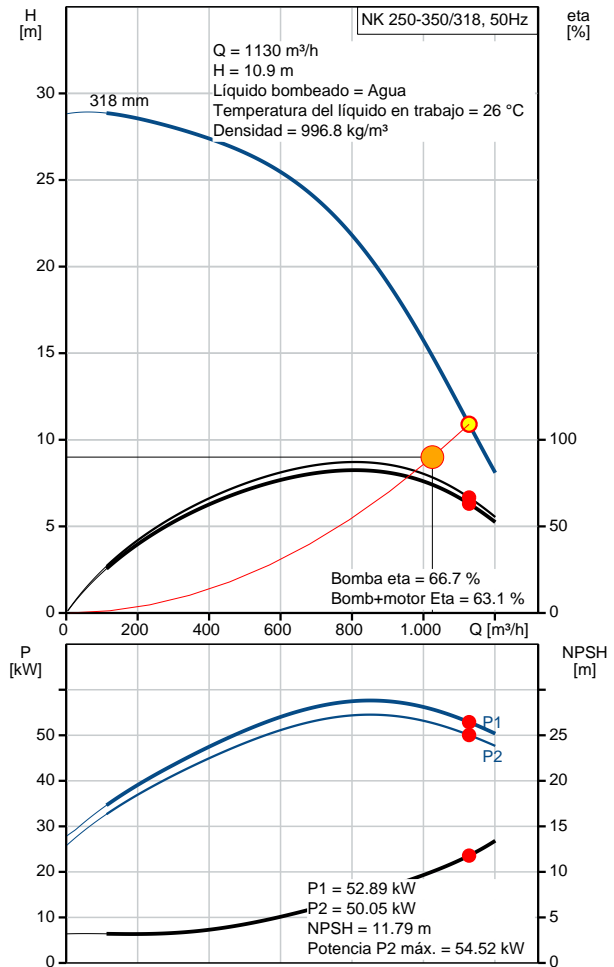
Posición	Contar	Descripción
	1	<p>NK 250-350/318 A1-F-A-E-BAQE</p>  <p>Código: 98737772</p> <p>Bomba centrífuga de voluta, no autocebante y de una etapa, diseñada de acuerdo con la norma ISO 5199, con dimensiones y rendimiento nominal de acuerdo con la norma EN 733. Las bridas son de PN 10 y sus dimensiones satisfacen los requisitos establecidos por la norma EN 1092-2. La bomba posee un puerto de aspiración axial, un puerto de descarga radial y un eje horizontal. Su diseño incluye un sistema de extracción trasera que permite desmontar el motor, el acoplamiento, el soporte de los cojinetes y el impulsor sin que esto afecte a la carcasa de la bomba o las tuberías.</p> <p>El cierre de fuelle de caucho no equilibrado satisface los requisitos establecidos por la norma DIN EN 12756.</p> <p>La bomba está equipada con un motor asíncrono refrigerado por ventilador y montado sobre soportes. La bomba y el motor se encuentran montados en una bancada común.</p> <p>Líquido: Líquido bombeado: Agua Rango de temperatura del líquido: 0 .. 120 °C Liquid temperature during operation: 26 °C Densidad: 996.8 kg/m³ Viscosidad cinemática: 0.87 mm²/s</p> <p>Técnico: Caudal real calculado: 1130 m³/h Altura resultante de la bomba: 10.9 m Diámetro real del impulsor: 318 mm Impulsor nominal: 350 mm Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.: BAQE Eje secundario de cierre: NONE Tolerancia de curva: ISO9906:2012 3B Max power P2 along the curve: 54.52 kW</p> <p>Materiales: Cuerpo hidráulico: Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B Impulsor: Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B Caucho: EPDM Mat. anillo desgaste: Latón de alta aleación(CuZn34Mn3Al2)</p> <p>Instalación: Temperatura ambiental máxima: 60 °C Presión de trabajo máxima: 10 bar Tipo de brida: EN 1092-2 Aspiración: DN 300 Descarga: DN 250 Presión: PN 10 Tipo de acoplamiento: Estándar</p>

Posición	Contar	Descripción
		Armazón base: C - Channel Datos eléctricos: Tipo de motor: MMG250MA Clase eficiencia IE: IE3 Potencia nominal - P2: 55 kW Frecuencia de alimentación: 50 Hz Tensión nominal: 3 x 380-420D/660-725Y V Corriente nominal: 102-91,5/58,0-53,0 A Intensidad de arranque: 680-680 % Cos phi - Factor de potencia: 0.9 Velocidad nominal: 1480 rpm Eficiencia: IE3 94,6% Rendimiento del motor a carga total: 94.6-94.6 % Rendimiento del motor a 3/4 de carga: 94.7-94.7 % Rendimiento del motor a 1/2 carga: 94.1-94.1 % Número de polos: 4 Grado de protección (IEC 34-5): 55 (Protect. water jets/dust) Clase de aislamiento (IEC 85): F Tipo lubricante: Grease Otros: Índice eficiencia mínima, MEI : 0.70 Estado ErP: Prod. independiente (directiva EuP) Peso neto: 1230 kg Peso bruto: 1320 kg Volumen: 2.67 m3


98737772 NK 250-350/318 A1-F-A-E-BAQE 50 Hz



Descripción	Valor
Información general:	
Producto::	NK 250-350/318 A1-F-A-E-BAQE
Código::	98737772
Número EAN::	5712600727755
Técnico:	
Caudal real calculado:	1130 m ³ /h
Altura resultante de la bomba:	10.9 m
Diámetro real del impulsor:	318 mm
Impulsor nominal:	350 mm
Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.:	BAQE
Eje secundario de cierre:	NONE
Diámetro del eje:	48 mm
Tolerancia de curva:	ISO9906:2012 3B
Versión de la bomba:	A1
Max power P2 along the curve:	54.52 kW
Materiales:	
Cuerpo hidráulico:	Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B
Impulsor:	Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B
Código de material:	A
Caucho:	EPDM
Código para caucho:	E
Mat. anillo desgaste:	Latón de alta aleación(CuZn34Mn3 Al2
Instalación:	
Temperatura ambiental máxima:	60 °C
Presión de trabajo máxima:	10 bar
Tipo de brida:	EN 1092-2
Aspiración:	DN 300
Descarga:	DN 250
Presión:	PN 10
Tipo de acoplamiento:	Estándar
Anillo(s) de junta:	anillo de estanqueidad
Armazón base:	C - Channel
Código de conexión:	F
Líquido:	
Líquido bombeado:	Agua
Rango de temperatura del líquido:	0 .. 120 °C
Liquid temperature during operation:	26 °C
Densidad:	996.8 kg/m ³
Viscosidad cinemática:	0.87 mm ² /s
Datos eléctricos:	
Tipo de motor:	MMG250MA
Clase eficiencia IE:	IE3
Potencia nominal - P2:	55 kW
Frecuencia de alimentación:	50 Hz
Tensión nominal:	3 x 380-420D/660-725Y
Corriente nominal:	Y02-91,5/58,0-53,0 A
Intensidad de arranque:	680-680 %
Cos phi - Factor de potencia:	0.9

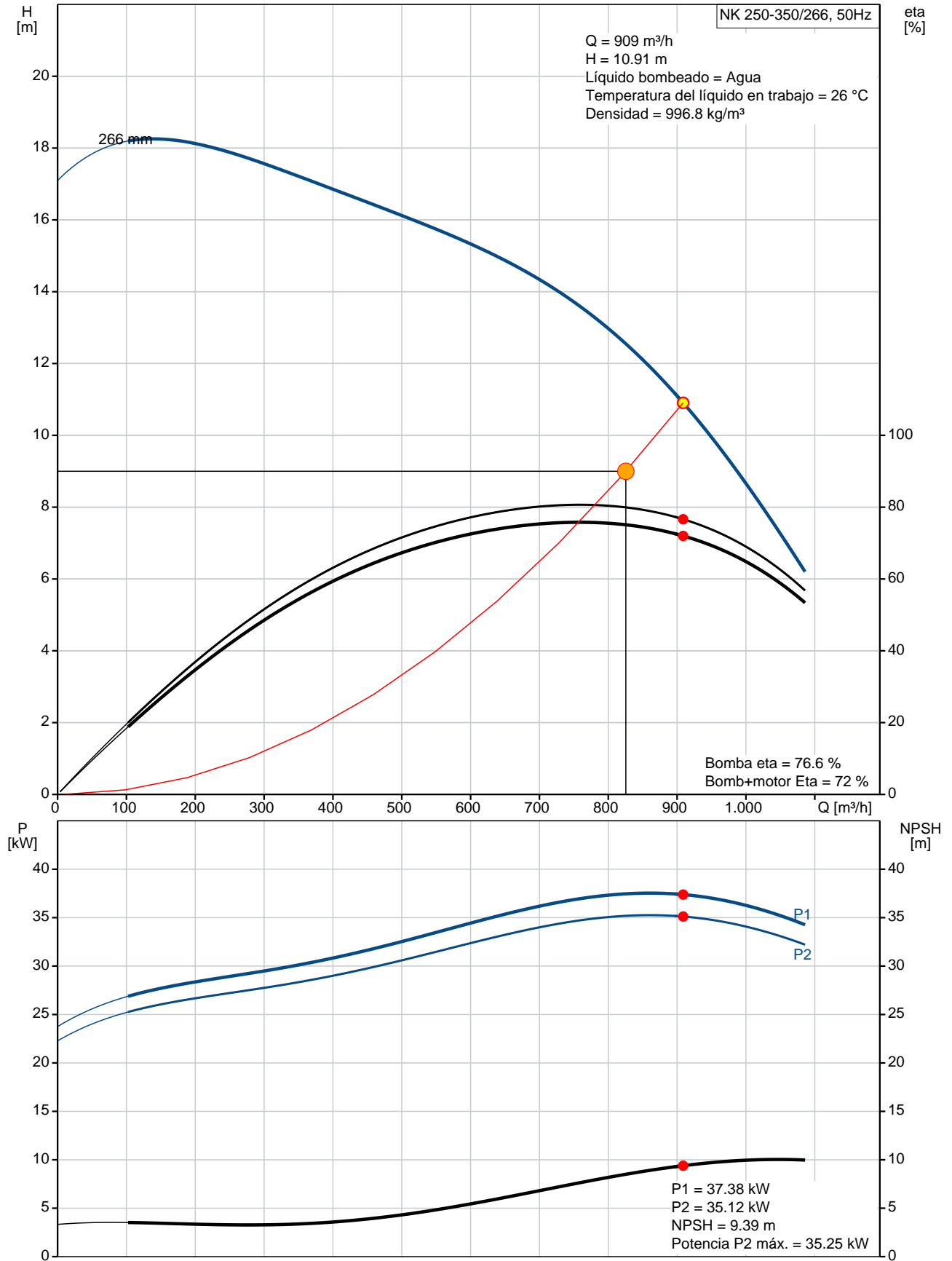


Descripción	Valor
Velocidad nominal:	1480 rpm
Eficiencia:	IE3 94,6%
Rendimiento del motor a carga total:	94.6-94.6 %
Rendimiento del motor a 3/4 de carga:	94.7-94.7 %
Rendimiento del motor a 1/2 carga:	94.1-94.1 %
Número de polos:	4
Grado de protección (IEC 34-5):	55 (Protect. water jets/dust)
Clase de aislamiento (IEC 85):	F
Protección del motor:	PTC
Motor Nº:	83L16138
Tipo lubricante:	Grease
Otros:	
Índice eficiencia mínima, MEI :	0.70
Estado ErP:	Prod. independiente (directiva EuP)
Peso neto:	1230 kg
Peso bruto:	1320 kg
Volumen:	2.67 m3

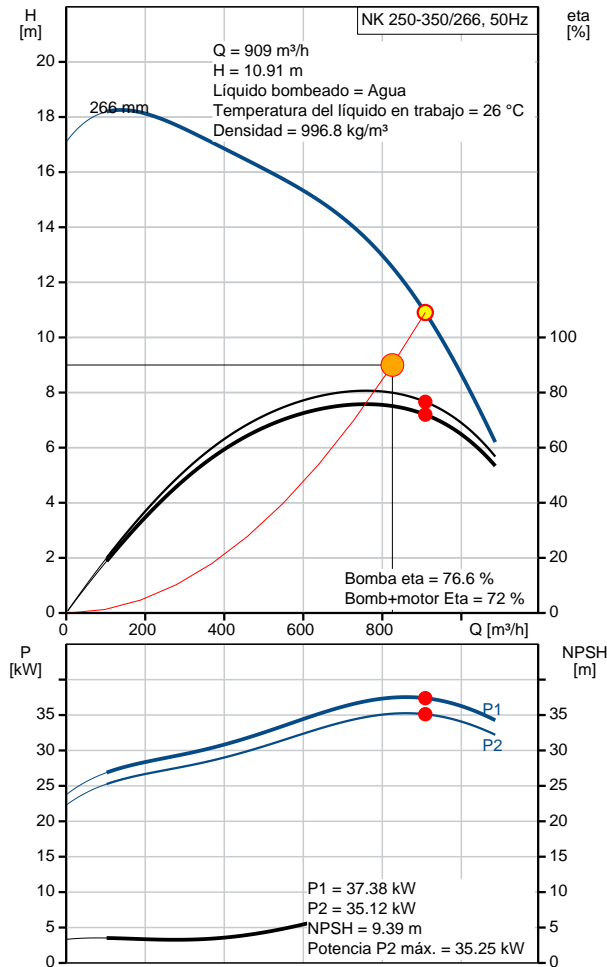
Posición	Contar	Descripción
	1	<p>NK 250-350/266 A1-F-A-E-BAQE</p>  <p>Código: 98737770</p> <p>Bomba centrífuga de voluta, no autocebante y de una etapa, diseñada de acuerdo con la norma ISO 5199, con dimensiones y rendimiento nominal de acuerdo con la norma EN 733. Las bridas son de PN 10 y sus dimensiones satisfacen los requisitos establecidos por la norma EN 1092-2. La bomba posee un puerto de aspiración axial, un puerto de descarga radial y un eje horizontal. Su diseño incluye un sistema de extracción trasera que permite desmontar el motor, el acoplamiento, el soporte de los cojinetes y el impulsor sin que esto afecte a la carcasa de la bomba o las tuberías.</p> <p>El cierre de fuelle de caucho no equilibrado satisface los requisitos establecidos por la norma DIN EN 12756.</p> <p>La bomba está equipada con un motor asíncrono refrigerado por ventilador y montado sobre soportes. La bomba y el motor se encuentran montados en una bancada común.</p> <p>Líquido: Líquido bombeado: Agua Rango de temperatura del líquido: 0 .. 120 °C Liquid temperature during operation: 26 °C Densidad: 996.8 kg/m³ Viscosidad cinemática: 0.87 mm²/s</p> <p>Técnico: Caudal real calculado: 909 m³/h Altura resultante de la bomba: 10.91 m Diámetro real del impulsor: 266 mm Impulsor nominal: 350 mm Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.: BAQE Eje secundario de cierre: NONE Tolerancia de curva: ISO9906:2012 3B Max power P2 along the curve: 35.25 kW</p> <p>Materiales: Cuerpo hidráulico: Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B Impulsor: Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B Caucho: EPDM Mat. anillo desgaste: Latón de alta aleación(CuZn34Mn3Al2)</p> <p>Instalación: Temperatura ambiental máxima: 60 °C Presión de trabajo máxima: 10 bar Tipo de brida: EN 1092-2 Aspiración: DN 300 Descarga: DN 250 Presión: PN 10 Tipo de acoplamiento: Estándar</p>

Posición	Contar	Descripción
		Armazón base: C - Channel Datos eléctricos: Tipo de motor: MMG225SA Clase eficiencia IE: IE3 Potencia nominal - P2: 37 kW Frecuencia de alimentación: 50 Hz Tensión nominal: 3 x 380-420D/660-725Y V Corriente nominal: 69,0-62,5/39,5-36,0 A Intensidad de arranque: 640-640 % Cos phi - Factor de potencia: 0.9 Velocidad nominal: 1480 rpm Eficiencia: IE3 93,9% Rendimiento del motor a carga total: 93.9-93.9 % Rendimiento del motor a 3/4 de carga: 94.1-94.1 % Rendimiento del motor a 1/2 carga: 93.6-93.6 % Número de polos: 4 Grado de protección (IEC 34-5): 55 (Protect. water jets/dust) Clase de aislamiento (IEC 85): F Tipo lubricante: Grease Otros: Índice eficiencia mínima, MEI : 0.70 Estado ErP: Prod. independiente (directiva EuP) Peso neto: 1030 kg Peso bruto: 1120 kg Volumen: 2.59 m3


98737770 NK 250-350/266 A1-F-A-E-BAQE 50 Hz



Descripción	Valor
Información general:	
Producto::	NK 250-350/266
Código::	A1-F-A-E-BAQE
Número EAN::	98737770
	5712600727717
Técnico:	
Caudal real calculado:	909 m ³ /h
Altura resultante de la bomba:	10.91 m
Diámetro real del impulsor:	266 mm
Impulsor nominal:	350 mm
Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.:	BAQE
Eje secundario de cierre:	NONE
Diámetro del eje:	48 mm
Tolerancia de curva:	ISO9906:2012 3B
Versión de la bomba:	A1
Max power P2 along the curve:	35.25 kW
Materiales:	
Cuerpo hidráulico:	Fundición
	EN-GJL-250
	ASTM A48-40 B
Impulsor:	Fundición
	EN-GJL-200
	ASTM A48-30 B
Código de material:	A
Caucho:	EPDM
Código para caucho:	E
Mat. anillo desgaste:	Latón de alta aleación(CuZn34Mn3 Ai2
Instalación:	
Temperatura ambiental máxima:	60 °C
Presión de trabajo máxima:	10 bar
Tipo de brida:	EN 1092-2
Aspiración:	DN 300
Descarga:	DN 250
Presión:	PN 10
Tipo de acoplamiento:	Estándar
Anillo(s) de junta:	anillo de estanqueidad
Armazón base:	C - Channel
Código de conexión:	F
Líquido:	
Líquido bombeado:	Agua
Rango de temperatura del líquido:	0 .. 120 °C
Liquid temperature during operation:	26 °C
Densidad:	996.8 kg/m ³
Viscosidad cinemática:	0.87 mm ² /s
Datos eléctricos:	
Tipo de motor:	MMG225SA
Clase eficiencia IE:	IE3
Potencia nominal - P2:	37 kW
Frecuencia de alimentación:	50 Hz
Tensión nominal:	3 x 380-420D/660-725Y
Corriente nominal:	69,0-62,5/39,5-36,0 A
Intensidad de arranque:	640-640 %
Cos phi - Factor de potencia:	0.9

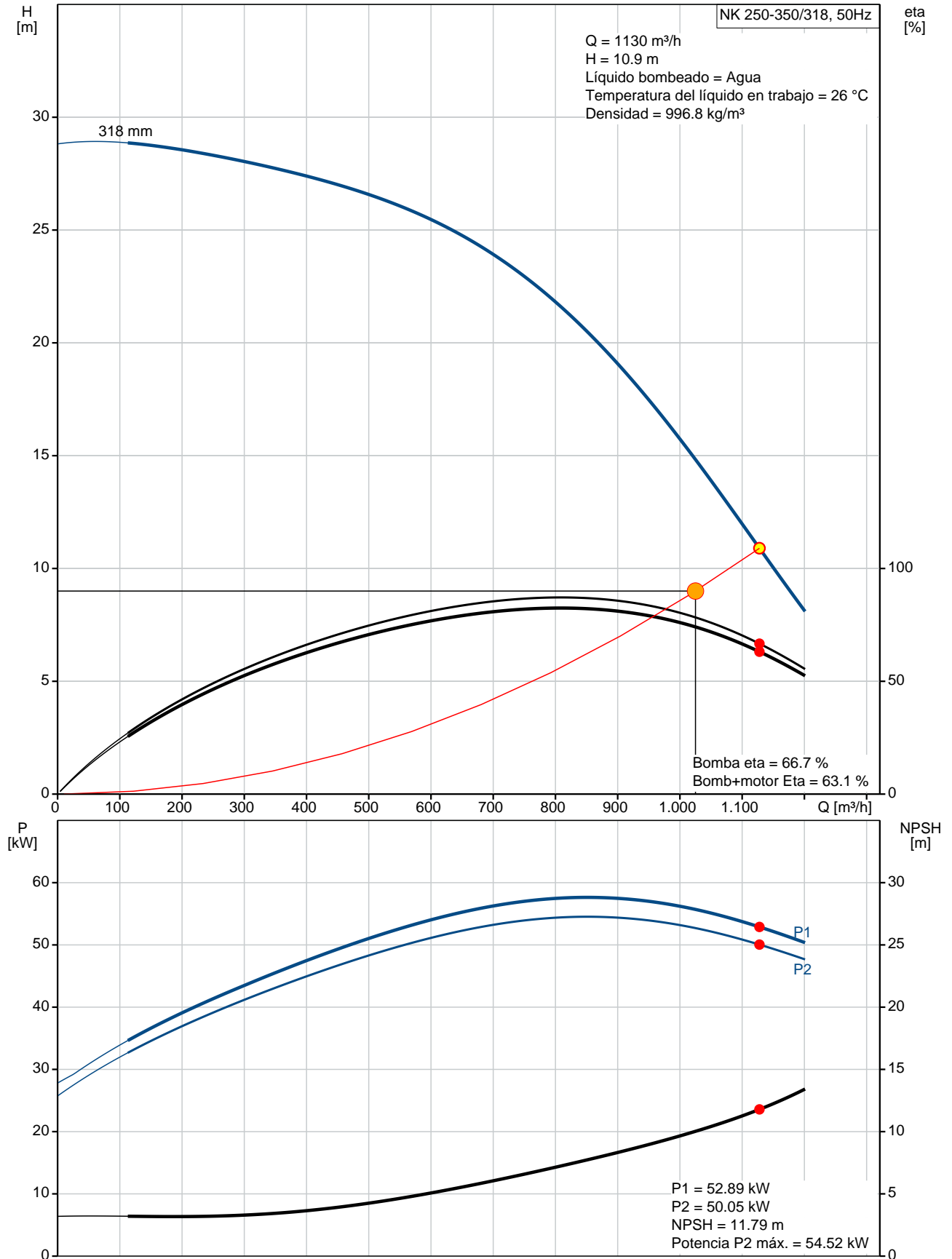


Descripción	Valor
Velocidad nominal:	1480 rpm
Eficiencia:	IE3 93,9%
Rendimiento del motor a carga total:	93.9-93.9 %
Rendimiento del motor a 3/4 de carga:	94.1-94.1 %
Rendimiento del motor a 1/2 carga:	93.6-93.6 %
Número de polos:	4
Grado de protección (IEC 34-5):	55 (Protect. water jets/dust)
Clase de aislamiento (IEC 85):	F
Protección del motor:	PTC
Motor N°:	83L16134
Tipo lubricante:	Grease
Otros:	
Índice eficiencia mínima, MEI :	0.70
Estado ErP:	Prod. independiente (directiva EuP)
Peso neto:	1030 kg
Peso bruto:	1120 kg
Volumen:	2.59 m3

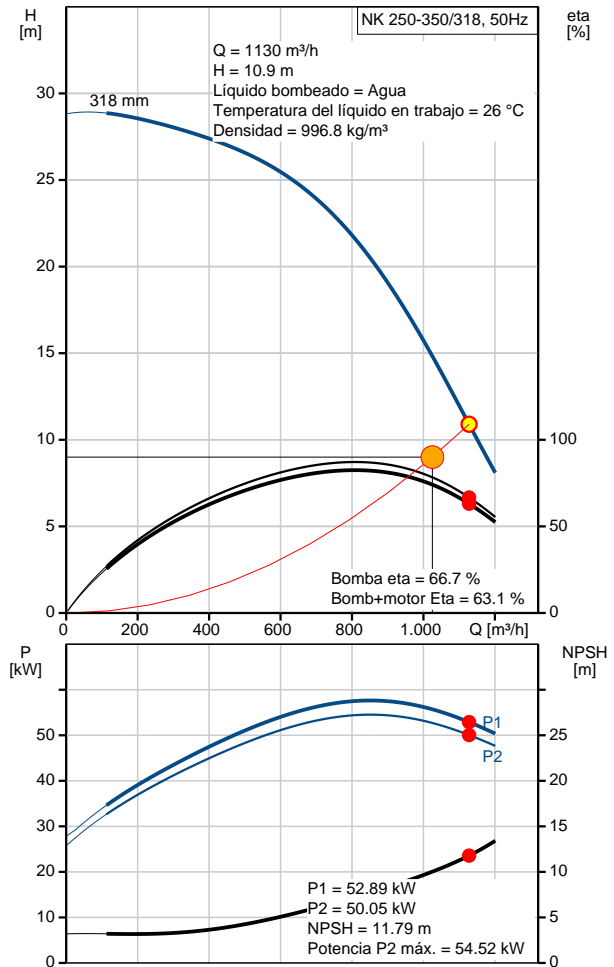
Posición	Contar	Descripción
	1	<p>NK 250-350/318 A1-F-A-E-BAQE</p>  <p>Código: 98737772</p> <p>Bomba centrífuga de voluta, no autocebante y de una etapa, diseñada de acuerdo con la norma ISO 5199, con dimensiones y rendimiento nominal de acuerdo con la norma EN 733. Las bridas son de PN 10 y sus dimensiones satisfacen los requisitos establecidos por la norma EN 1092-2. La bomba posee un puerto de aspiración axial, un puerto de descarga radial y un eje horizontal. Su diseño incluye un sistema de extracción trasera que permite desmontar el motor, el acoplamiento, el soporte de los cojinetes y el impulsor sin que esto afecte a la carcasa de la bomba o las tuberías.</p> <p>El cierre de fuelle de caucho no equilibrado satisface los requisitos establecidos por la norma DIN EN 12756.</p> <p>La bomba está equipada con un motor asíncrono refrigerado por ventilador y montado sobre soportes. La bomba y el motor se encuentran montados en una bancada común.</p> <p>Líquido: Líquido bombeado: Agua Rango de temperatura del líquido: 0 .. 120 °C Liquid temperature during operation: 26 °C Densidad: 996.8 kg/m³ Viscosidad cinemática: 0.87 mm²/s</p> <p>Técnico: Caudal real calculado: 1130 m³/h Altura resultante de la bomba: 10.9 m Diámetro real del impulsor: 318 mm Impulsor nominal: 350 mm Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.: BAQE Eje secundario de cierre: NONE Tolerancia de curva: ISO9906:2012 3B Max power P2 along the curve: 54.52 kW</p> <p>Materiales: Cuerpo hidráulico: Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B Impulsor: Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B Caucho: EPDM Mat. anillo desgaste: Latón de alta aleación(CuZn34Mn3Al2)</p> <p>Instalación: Temperatura ambiental máxima: 60 °C Presión de trabajo máxima: 10 bar Tipo de brida: EN 1092-2 Aspiración: DN 300 Descarga: DN 250 Presión: PN 10 Tipo de acoplamiento: Estándar</p>

Posición	Contar	Descripción
		Armazón base: C - Channel Datos eléctricos: Tipo de motor: MMG250MA Clase eficiencia IE: IE3 Potencia nominal - P2: 55 kW Frecuencia de alimentación: 50 Hz Tensión nominal: 3 x 380-420D/660-725Y V Corriente nominal: 102-91,5/58,0-53,0 A Intensidad de arranque: 680-680 % Cos phi - Factor de potencia: 0.9 Velocidad nominal: 1480 rpm Eficiencia: IE3 94,6% Rendimiento del motor a carga total: 94.6-94.6 % Rendimiento del motor a 3/4 de carga: 94.7-94.7 % Rendimiento del motor a 1/2 carga: 94.1-94.1 % Número de polos: 4 Grado de protección (IEC 34-5): 55 (Protect. water jets/dust) Clase de aislamiento (IEC 85): F Tipo lubricante: Grease Otros: Índice eficiencia mínima, MEI : 0.70 Estado ErP: Prod. independiente (directiva EuP) Peso neto: 1230 kg Peso bruto: 1320 kg Volumen: 2.67 m3

98737772 NK 250-350/318 A1-F-A-E-BAQE 50 Hz



Descripción	Valor
Información general:	
Producto::	NK 250-350/318 A1-F-A-E-BAQE
Código::	98737772
Número EAN::	5712600727755
Técnico:	
Caudal real calculado:	1130 m ³ /h
Altura resultante de la bomba:	10.9 m
Diámetro real del impulsor:	318 mm
Impulsor nominal:	350 mm
Código del cierre. 1:Tipo 2:Cara giratoria 3:Cara estacionaria 4:Cierre secunda.:	BAQE
Eje secundario de cierre:	NONE
Diámetro del eje:	48 mm
Tolerancia de curva:	ISO9906:2012 3B
Versión de la bomba:	A1
Max power P2 along the curve:	54.52 kW
Materiales:	
Cuerpo hidráulico:	Fundición EN-GJL-250 ASTM A48-40 B
Impulsor:	Fundición EN-GJL-200 ASTM A48-30 B
Código de material:	A
Caucho:	EPDM
Código para caucho:	E
Mat. anillo desgaste:	Latón de alta aleación(CuZn34Mn3 Al2
Instalación:	
Temperatura ambiental máxima:	60 °C
Presión de trabajo máxima:	10 bar
Tipo de brida:	EN 1092-2
Aspiración:	DN 300
Descarga:	DN 250
Presión:	PN 10
Tipo de acoplamiento:	Estándar
Anillo(s) de junta:	anillo de estanqueidad
Armazón base:	C - Channel
Código de conexión:	F
Líquido:	
Líquido bombeado:	Agua
Rango de temperatura del líquido:	0 .. 120 °C
Liquid temperature during operation:	26 °C
Densidad:	996.8 kg/m ³
Viscosidad cinemática:	0.87 mm ² /s
Datos eléctricos:	
Tipo de motor:	MMG250MA
Clase eficiencia IE:	IE3
Potencia nominal - P2:	55 kW
Frecuencia de alimentación:	50 Hz
Tensión nominal:	3 x 380-420D/660-725Y
Corriente nominal:	Y02-91,5/58,0-53,0 A
Intensidad de arranque:	680-680 %
Cos phi - Factor de potencia:	0.9



Descripción	Valor
Velocidad nominal:	1480 rpm
Eficiencia:	IE3 94,6%
Rendimiento del motor a carga total:	94.6-94.6 %
Rendimiento del motor a 3/4 de carga:	94.7-94.7 %
Rendimiento del motor a 1/2 carga:	94.1-94.1 %
Número de polos:	4
Grado de protección (IEC 34-5):	55 (Protect. water jets/dust)
Clase de aislamiento (IEC 85):	F
Protección del motor:	PTC
Motor N°:	83L16138
Tipo lubricante:	Grease
Otros:	
Índice eficiencia mínima, MEI :	0.70
Estado ErP:	Prod. independiente (directiva EuP)
Peso neto:	1230 kg
Peso bruto:	1320 kg
Volumen:	2.67 m3



Facultad de Ingeniería - Universidad Nacional de Mar del Plata

Laboratorio de Operaciones Unitarias

TRABAJO PRÁCTICO N°9

OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA

Integrantes:

- Demarco, Denise
- Otegui, Milagros
- Peri, Lorena

Fecha de realización: 18/10/17

Fecha de entrega: 25/10/17

Objetivos específicos

Caldera

- Lectura del manual técnico de la caldera acuotubular Vaporax y ficha del quemador de gas. Identificación de los elementos de seguridad y de control. (1° Lectura hasta p.11).
- Sistema de provisión de agua ablandada. Domo y líneas de distribución de vapor. Identificación de todos los elementos.
- Puesta en marcha de la caldera (con supervisión de personal idóneo).

Intercambiador de calor

- Puesta en marcha y observación de la conducta en estado transitorio y estacionario. Medición de variables.
- Evaluación del Calor intercambiado, el coeficiente de transferencia global y el factor de ensuciamiento a partir de los resultados obtenidos.
- Análisis del efecto de la presión de vapor en la temperatura de salida del agua, para caudal de agua constante. Comparación con las predicciones teóricas.

Torre de enfriamiento

- Medición de variables de operación.
- Determinación experimental del coeficiente de transferencia de masa y el calor removido.
- Análisis del efecto de las variables de operación (L,t2).

Parte experimental

Equipos

- Caldera acuotubular vaporax
 - VAPORAX 600 S 16
 - Combustible: gas natural
 - Presión de trabajo: 16 kgf/cm²
- Intercambiador de calor de tubos y camisa
 - Talleres Borgatti
 - Diámetro externo de ¾ “ (16 BWG)
 - 4 pies de longitud
 - 30 tubos con dos pasos, cada paso triangular de 1”
 - Área de intercambio de 23,55 pie²
 - Acero inoxidable 316
 - Máxima presión de diseño 150 psi en los tubos y en la coraza
 - Conexiones de entrada y salida de los tubos de 1” roscada
 - Diámetro de la camisa 8”, de acero al carbono
 - Un paso en la camisa
- Torre de enfriamiento
 - Con dos tipos de material de relleno: material A (placas Sulzer de PVC) y material B (arreglo regular de maderas)
 - Altura de 2.89 m
 - Altura de relleno de 1 m
 - Ancho de 0.44 m
 - Profundidad de 1 m

Diagrama tecnológico

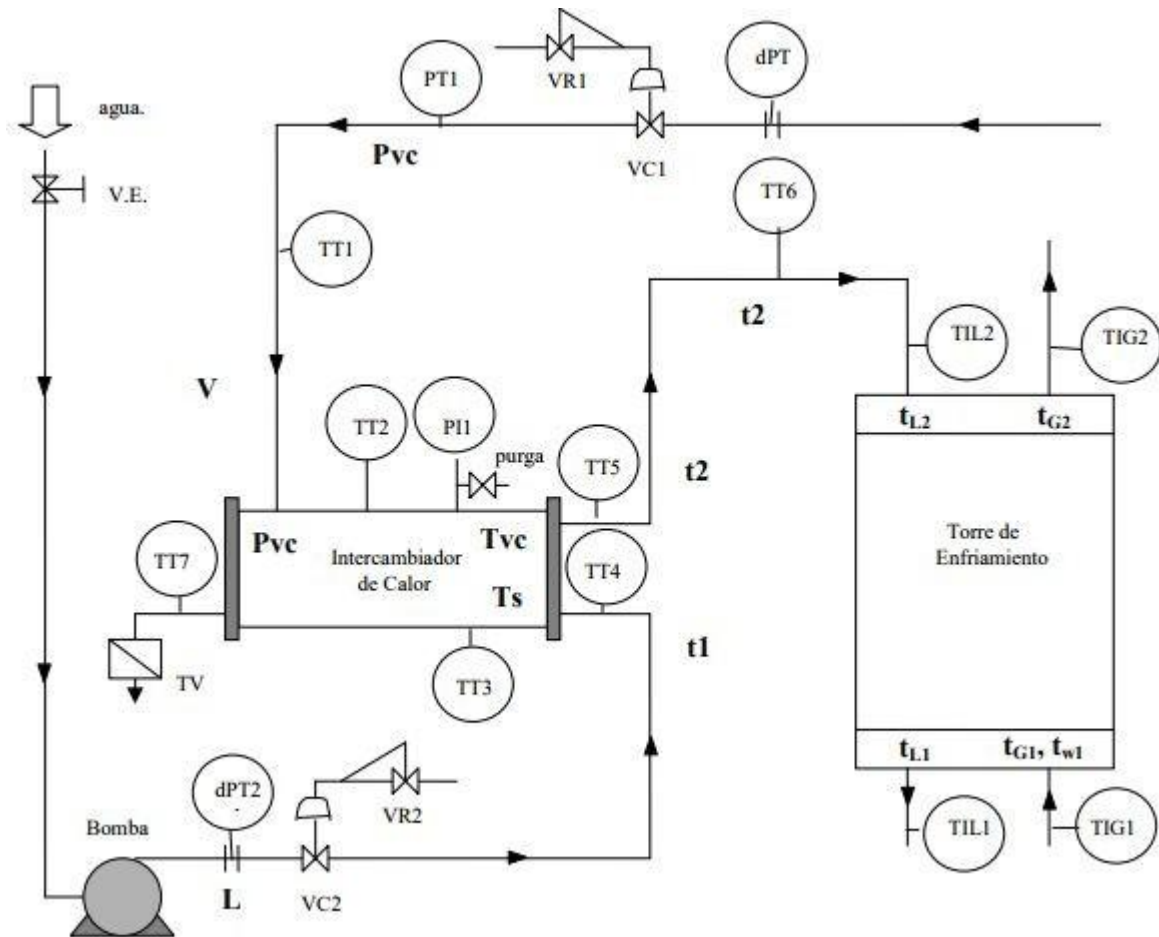


Figura 1: Diagrama tecnológico del equipo experimental.

En la Figura 1, se muestra el esquema del sistema utilizado en la experiencia y en la Tabla 1 se muestran las características del instrumental utilizado.

Abreviación	Descripción	Medición
PR	Válvula reguladora de vapor marca Spirax Sarco	
dPT1	Transmisor neumático de presión diferencial n°1 Modelo 13 A1-MK2 Máxima presión de trabajo a 200 psi Salida neumática Rango: de 3 a 15 psi	
VR1	Válvula reguladora de presión n° 1 Marca Taylor	

	Presión de trabajo: 20 psi	
VC1	Válvula neumática de control n° 1 Marca Santos Saghi Tipo: aire abre Rango de entrada 3 psi- 15 psi	
VC2	Válvula neumática de control n°2 Marca Santos Saghi Entrada neumática Tipo: aire cierra Rango de entrada 3 psi- 15 psi	
PT1	Transmisor neumático de presión n° 1 Marca Foxboro Modelo 44	Mide la P. vapor a la entrada
PI1	Indicación de presión manométrico 1 hasta 4 kgr/ cm ²	Mide la presión de vapor en coraza
TT1	Transmisor de temperatura 1 Termocupla Fe – Ko (Tipo K)	Mide la temperatura del vapor a la entrada del intercambiador
TT2	Transmisor de temperatura 2 Termocupla Fe – Ko (Tipo J)	Mide la temperatura de vapor en la coraza
TT3	Transmisor de temperatura 3 Termocupla Fe – Ko (Tipo J)	Mide la temperatura en la descarga de condensado
TT4	Transmisor de temperatura 4 Termocupla Fe – Ko (Tipo K)	Mide la temperatura de entrada de la línea de agua al intercambiador (se midió de la canilla en realidad)
TT5	Transmisor de temperatura 5 Termorresistencia (RTD) Sin marca. Sin indicador	Mide la temperatura de salida de agua del intercambiador
TT6	Transmisor de temperatura 6 y termómetro de CF+dPT Marca Foxboro – Modelo T 12a	
TV	Trampa de vapor	
VE	Válvula esclusa	
Bomba	Bomba centrífuga	

	Marca Marquis Modelo MCP170 Potencia 1.5 HP	
dPT2	Transmisor neumático de presión diferencial n° 2 Modelo 13 A1- MK2 Máxima presión de trabajo 200 psi Salida neumática- Rango 3 psi-15 psi	Se midió presión de la P.O para la posterior determinación del caudal de agua de entrada al intercambiador (y a la torre)
VR2	Válvula reguladora de presión n° 2 Marca Taylor Salida neumática Presión de trabajo 20 psi	
TIL2	Bourdón	Mide la temperatura de entrada de agua a la torre de enfriamiento
TIG2	Indicador de temperatura arriba de la torre de enfriamiento	Mide la temperatura de salida del gas de la torre
TIL1	Termocupla Fe – Ko (Tipo K)	Mide la temperatura de salida de agua de la torre
TIG1	Termómetro con indicador de % de humedad	Mide humedad relativa y temperatura del gas de entrada a la torre

Tabla 1: Detalle de los equipos e instrumentos utilizados

Procedimiento

Caldera e intercambiador

Con supervisión de un foguista se ubicaron las medidas de seguridad de la caldera. Se seleccionó el punto de operación (realizado por la cátedra) y se manipuló la presión de vapor - con la válvula de control en la línea de vapor- de manera de mantener la temperatura de salida del agua en un valor constante deseado para un determinado caudal.

Habiendo llegado al estado estacionario de transferencia de calor, se tomaron mediciones de las siguientes variables

- Pvc, presión de vapor a la entrada de la coraza (PI y PT1)
- Tvc, temperatura del vapor en la coraza (TT2)/ opción: de PT1 y tabla vapor
- Ts, temperatura del condensado (TT3)
- t1, t2, temperatura de entrada y salida del agua (TT4, TT5 y TT6)
- L, caudal de agua (placa orificio y dPT2)
- V, caudal de vapor (P.O. y dPT)_ si descalib. c/PT1 → evaluarlo de bce. calor

Luego, utilizando estos valores se determinó el coeficiente de ensuciamiento.

Se cambiaron las condiciones de entrada de vapor en la camisa, con lo cual cambió la temperatura de salida del agua. Se comparó este valor con el que se obtendría teóricamente con el coeficiente de ensuciamiento obtenido anteriormente.

Torre de enfriamiento

Manteniéndose L y tL2 (temperatura de entrada del agua) constantes se esperó a que el sistema alcance el estado estacionario y se midieron las siguientes variables:

- L, caudal de agua (placa orificio, dPT2)
- tL1, tL2 , temperatura del agua de salida y de entrada (TIL1, TIL2)
- tG1, tG2, tW1, tW2, temperatura de bulbo seco y % humedad de entrada, y condiciones de salida (TIG1, TIW1, TIG2).

Con estos datos se obtuvo el valor de Ky*a del equipo de enfriamiento de agua y se comparó con valores tabulados para materiales conocidos.

Resultados

	SIN BOMBA (tiro inducido)	CON BOMBA (tiro inducido)	CON BOMBA (tiro inducido)	SIN BOMBA (tiro natural)
TT1	5 mV	4,6 mV	4,9 mV	
TT2	4,9 mV	4,2 mV	4,4 mV	
TT3	47 °C	31 °C	43 °C	41 °C
TT4	23 °C	23 °C	23 °C	23 °C
TT5	3,46 mV	2,86 mV	2,57 mV	
TT6	8 psi	7,35 psi	6,95 psi	
PI1	0,8 kg/cm ²	0,6 kg/cm ²	1 kg/cm ²	
TIL2	60 °C	42 °C	38 °C	60 °C
TIG2	31 °C	30 °C	29,8 °C	50 °C
TIL1	26 °C	25 °C	NO HAY DATO	37 °C
TIG1	25 °C/65%hum	25 °C/65%hum	25 °C/65%hum	25 °C/65%hum
dPT2	4,85 psi	10,9 psi	10,9 psi	4,8 psi

Tabla 2: Mediciones experimentales

Cálculos y análisis de resultados

Cálculo de la resistencia de ensuciamiento

Se evaluará este parámetro con la siguiente relación

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d}$$

donde

$$U_d = Q/A \Delta T$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

con

$$Q = L C_p (t_{L2} - t_{L1})$$

$$\Delta T = DTML$$

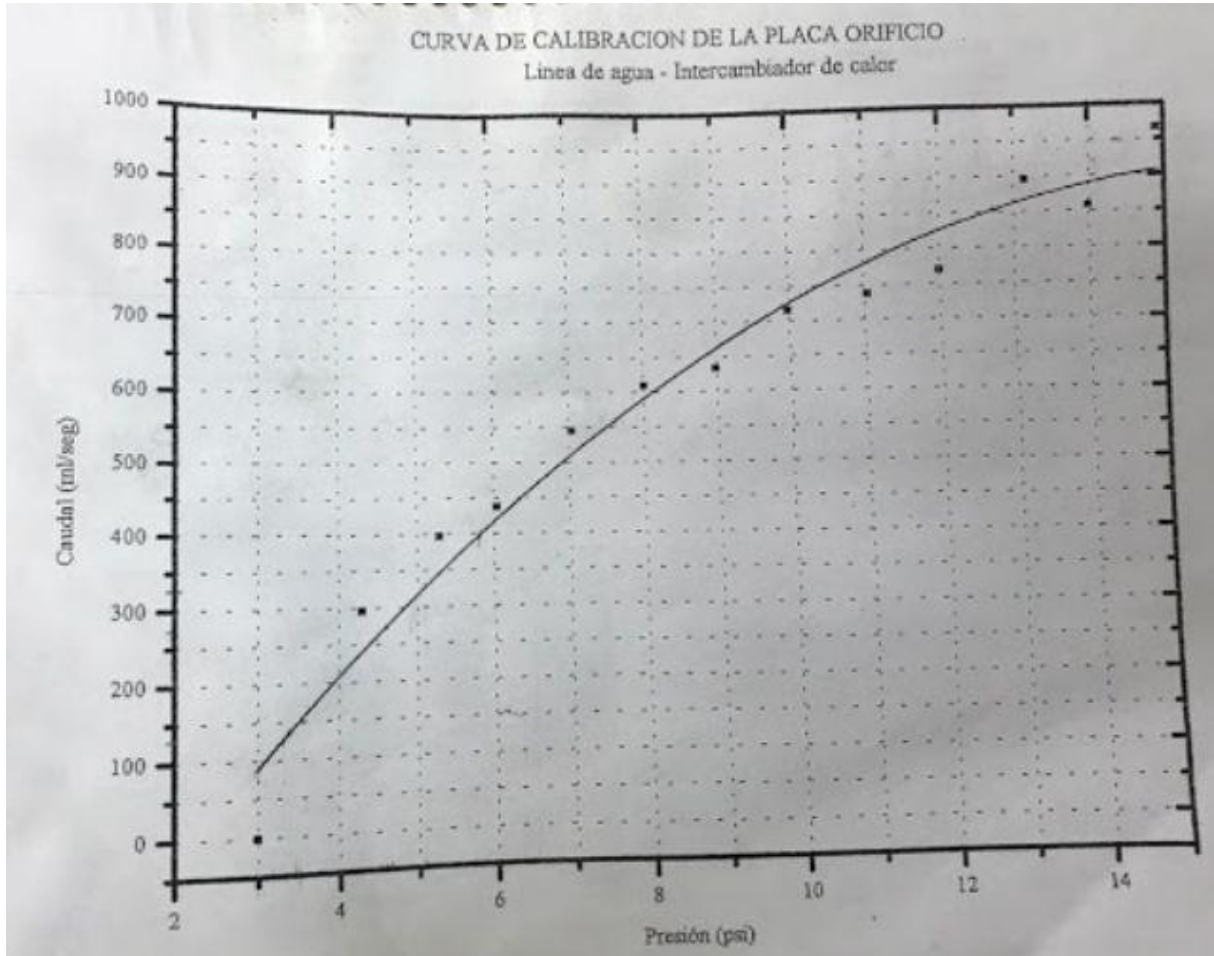


Figura 2: curva de calibración del caudalímetro

Utilizando los datos sin bomba (tiro inducido) para una Pvc:0.8 kg/cm². Se procede a calcular el U_d , y el U_c :

Para obtener L se entró a la curva de calibración del caudalímetro⁽¹⁾ con 4.85 psi y se leyó el caudal → L:0.372 kg/s.

Luego con los datos experimentales de temperatura de entrada y salida de agua:

$$TT4:23^{\circ}\text{C} = t_{L1}$$

$$TT5:3.46 \text{ mV}$$

con una calibración de 1 a 5 VdC para temperatura entre 0 y 100°C

$$t_{L2} = 61,5^{\circ}\text{C}$$

De bibliografía se encuentra que $C_{pliq}(35^{\circ}\text{C}) = 4178 \text{ J/kg K}$ ⁽²⁾

Luego

$$Q = 0,372 \text{ kg/s} * 4178 \text{ J/kg K} * (61,5^{\circ}\text{C} - 23^{\circ}\text{C}) = 59837,32 \text{ J/s}$$

Por otro lado

$$DTML = \frac{(tG2 - tL2) - (tG1 - tL1)}{\ln\left(\frac{tG2 - tL2}{tG1 - tL1}\right)}$$

con datos experimentales

entrada: $TT2 = 4,9 \text{ mV} \rightarrow$

Utilizando curva de calibración termocupla N°2, se halla la temperatura:

$tG1 = 115 \text{ °C}$

salida: $TT3 \rightarrow tG2 = 47 \text{ °C}$ (condensado)

La temperatura de salida del condensado debería ser igual a la de entrada de vapor al intercambiador, ya que se considera que el mismo sale saturado. Se observa que hay un gran error en el valor que se posee de $tG2$ por lo que se tomará $tG2 = tG1 = 115 \text{ °C}$.

Luego **$DTML = 71,02 \text{ °C}$**

V (caudal de vapor) se halla con un balance de calor considerando que el equipo está completamente aislado térmicamente

$$L * C_{pliq} * (tL2 - tL1) = V * \Delta H_{\text{vaporización}}$$

De bibliografía $\Delta H_{\text{vaporización}}(115 \text{ °C}) = 2216,5 \text{ kJ/kg}^{(2)}$

Luego **$V = 0,027 \text{ kg/s}$**

El valor de A es el área de intercambio de calor. Se calcula a partir de la cantidad de tubos y sus dimensiones. El intercambiador utilizado posee 30 tubos de longitud 1,2192 m con diámetro externo 0,01905 m. Luego el área total de intercambio es

$$A = N^{\circ} \text{tubos} * \pi * L * D_{\text{ext}}$$

$$A = 30 * \pi * 1,2192 \text{ m} * 0,01905 \text{ m} = \mathbf{2,189 \text{ m}^2}$$

Habiendo hallado Q, A y DTML se tiene finalmente el valor de Ud

$$U_d = Q / (A * DTML)$$

$$U_d = \mathbf{56837,32 \text{ J/s} / (71,02 \text{ °C} * 2,189 \text{ m}^2) = 365,6 \text{ W/m}^2 \text{ °C}}$$

Para calcular U_c se requiere hallar los coeficientes de transferencia de calor peliculares dentro y fuera de los tubos.

Para hallar “hi” el libro de Eduardo Cao “Intercambiadores de calor”⁽³⁾ propone distintas correlaciones según el número de Re asociado al sistema.

$$Re = D_i G_t / \mu$$

D_i : diámetro interno del tubo ($D_i = 0,015748 \text{ m}$)

G_t : flujo másico de agua por área de flujo

μ : viscosidad

De bibliografía se halla que $\mu_{\text{H}_2\text{O}}(40 \text{ °C}) = 0,653 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m s}^{(2)}$

Definiéndose el área de flujo como

$$a_t = N \pi D_i^2 / 4 n = 0,00292 \text{ m}^2$$

N: número de tubos = 30

n: número de pasos en los tubos = 2

$$\text{Luego } Re = 0,015748 * 0,372 / (0,00292 * 0,653 \cdot 10^{-3}) \rightarrow \mathbf{Re = 3072,36}$$

Como se observa, el régimen de flujo del sistema cae en régimen de transición ($2100 < Re < 10000$) y no es conveniente diseñar ni verificar equipos en estas condiciones ya que es un estado inestable de flujo y las correlaciones existentes no son de fiar. Lo que debería hacerse es repetir la experiencia tratando

de aumentar el caudal de agua por los tubos, ya que el D_i no se puede alterar y si se tiene un requerimiento, la temperatura media del agua no cambiará, y por lo tanto su viscosidad tampoco lo hará.

Solo para realizar los cálculos se utiliza la correlación que propone Cao para régimen turbulento ($Re > 10000$)

$$h_i = (k/D_i) * 0,023 * Re^{0,8} * Pr^{0,33}$$

$$k(40^\circ C) = 0,631 \text{ W/m K}^{(2)}$$

$$Pr = C_{pliq} \mu / k = 4,325$$

$$h_i = 921,27 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Luego se refiere este valor al área externa como

$$h_{io} = h_i * (D_i/D_o) = 761,58 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

El valor de h_o se obtiene mediante una suposición teórica sugerida para vapor del libro de Cao.

$$h_o = 8500 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Habiendo encontrado los dos coeficientes peliculares se calcula

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 698,96 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Finalmente

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} = 0,0013 \text{ m}^2 \text{ K/W}$$

Luego, utilizándose los datos obtenidos usando **la bomba con 0,6 kg/cm²** de vapor en la coraza se calcula:

Para obtener L se entró a la curva de calibración del caudalímetro⁽¹⁾ con 10,9 psi y se leyó el caudal $\rightarrow L = 775 \text{ ml/s}$. Con $\rho(40^\circ C) = 992,1 \text{ kg/m}^3$ se obtiene

$$L = 0,7689 \text{ kg/s}$$

Con datos experimentales se obtuvieron las temperaturas de entrada y salida del agua

entrada: TT4 $\rightarrow tL1 = 23^\circ C$

salida: TT5 = 2,86 mV

con una calibración de 1 a 5 VdC para temperatura entre 0 y 100°C

$$tL2 = 46,5^\circ C$$

De bibliografía se encuentra que $C_{pliq}(35^\circ C) = 4178 \text{ J/kg K}^{(2)}$

Luego

$$Q = 0,7689 \text{ kg/s} * 4178 \text{ J/kg K} * (46,5^\circ C - 23^\circ C) = 75492,91 \text{ J/s}$$

Por otro lado

$$DTML = \frac{(tG2 - tL2) - (tG1 - tL1)}{\ln\left(\frac{tG2 - tL2}{tG1 - tL1}\right)}$$

con datos experimentales

entrada: TT2 = 4,2 mV \rightarrow

Utilizando curva de calibración termocupla N°2, se halla la temperatura:

$$tG1 = 100^\circ C$$

salida: TT3 $\rightarrow tG2 = 31^\circ C$ (condensado)

La temperatura de salida del condensado debería ser igual a la de entrada de vapor al intercambiador, ya que se considera que el mismo sale saturado. Se observa que hay un gran error en el valor que se posee de t_{g2} por lo que se tomará $t_{g2}=t_{g1}=100^{\circ}\text{C}$.

Luego $DTML=64,54^{\circ}\text{C}$

V (caudal de vapor) se halla con un balance de calor considerando que el equipo está completamente aislado térmicamente

$$L * C_{pliq} * (t_{L2}-t_{L1}) = V * \Delta H_{vaporización}$$

De bibliografía $\Delta H_{vaporización}(100^{\circ}\text{C})=2257 \text{ kJ/kg}$ ⁽²⁾

Luego $V=0,03345 \text{ kg/s}$

El valor de A es el área de intercambio de calor. Se calcula a partir de la cantidad de tubos y sus dimensiones. El intercambiador utilizado posee 30 tubos de longitud 1,2192 m con diámetro externo 0,01905 m. Luego el área total de intercambio es

$$A=N^{\circ}\text{tubos} * \pi * L * D_{ext}$$

$$A= 30 * \pi * 1,2192\text{m} * 0,01905\text{m} = 2,189 \text{ m}^2$$

Habiendo hallado Q, A y DTML se tiene finalmente el valor de Ud

$$U_d=Q/(A*DTML)$$

$$U_d= 75492,91 \text{ J/s} / (64,54^{\circ}\text{C} * 2,189 \text{ m}^2)= 534,36 \text{ W/m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Para calcular U_c se requiere hallar los coeficientes de transferencia de calor peliculares dentro y fuera de los tubos.

Para hallar “ h_i ” el libro de Eduardo Cao “Intercambiadores de calor”⁽³⁾ propone distintas correlaciones según el número de Re asociado al sistema.

$$Re=D_i G_t / \mu$$

D_i : diámetro interno del tubo ($D_i:0,015748\text{m}$)

G_t : flujo másico de agua por área de flujo

μ : viscosidad

De bibliografía se halla que $\mu_{H_2O}(40^{\circ}\text{C})=0,653 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m s}$ ⁽²⁾

Definiéndose el área de flujo como

$$a_t=N \pi D_i^2 / 4 n =0,00292 \text{ m}^2$$

N: número de tubos=30

n: número de pasos en los tubos=2

$$\text{Luego } Re=0,015748 * 0,7689 / (0,00292 * 0,653 \cdot 10^{-3}) \rightarrow Re=6350,37$$

Como se observa, el régimen de flujo del sistema cae en régimen de transición ($2100 < Re < 10000$) y no es conveniente diseñar ni verificar equipos en estas condiciones ya que es un estado inestable de flujo y las correlaciones existentes no son de fiar. Lo que debería hacerse es repetir la experiencia tratando de aumentar el caudal de agua por los tubos, ya que el D_i no se puede alterar y si se tiene un requerimiento, la temperatura media del agua no cambiará, y por lo tanto su viscosidad tampoco lo hará.

Solo para realizar los cálculos se utiliza la correlación que propone Cao para régimen turbulento

($Re > 10000$)

$$h_i=(k/D_i) * 0,023 * Re^{0,8} * Pr^{0,33}$$

$k(40^{\circ}\text{C})=0,631 \text{ W/m K}$ ⁽²⁾

$$Pr = C_{pliq} \mu / k = 4,325$$

$$h_i = 1646,82 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Luego se refiere este valor al área externa como

$$h_{io} = h_i \cdot (D_i / D_o) = 1361,37 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

El valor de h_o se obtiene mediante una suposición teórica sugerida para vapor del libro de Cao.

$$h_o = 8500 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Habiendo encontrado los dos coeficientes peliculares se calcula

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 1173,43 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Finalmente

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} = 0,00102 \text{ m}^2 \text{ K/W}$$

Modificando la presión de vapor a la entrada (ahora $P_{vc}: 1 \text{ kg/cm}^2$) se obtuvo que la temperatura de salida del agua es:

TT5: 2.57 mV. Luego con una salida de 1 a 5 VdC para T:0 a 100°C, da un valor de temperatura de:

TT5:t12: 39.25°C. Se calculará el valor de t.salida teórico y se realizará la comparación.

Con la resistencia hallada anteriormente se calculará la temperatura de salida del agua como si no se tuviese tal dato y se lo comparará luego.

La ecuación de diseño para un intercambiador es

$$Q = U A \Delta T_{ML}$$

Como cambia el caudal de vapor, consecuentemente cambia el calor intercambiado, con ello la temperatura de salida del líquido y el ΔT_{ML} . Luego

$$Q = L \cdot C_{pliq} \cdot (t_{L2} - t_{L1})$$

con $L=0,7689$ manteniendo $t_{L1}=23^\circ\text{C}$

$$U^{-1} = h_{io}^{-1} + h_o^{-1} + R_d = 1,01 \cdot 10^{-3} \rightarrow U = 534,13 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$A = 2,189 \text{ m}^2$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{(t_{L1} - t_{G2}) - (t_{L2} - t_{G1})}{\ln\left(\frac{t_{L1} - t_{G2}}{t_{L2} - t_{G1}}\right)}$$

Ahora habiendo cambiado la presión de vapor en la coraza, se modifica las temperatura del vapor:

Las nuevas temperaturas del vapor son

entrada: TT2=4,4 mV $\rightarrow t_{G1} = 105^\circ\text{C}$ (curva de calibración)

salida: TT3 $\rightarrow t_{G2} = 43^\circ\text{C}$ (condensado)

Se utiliza $T_{vapor}: 105^\circ\text{C}$ considerando que el condensado a la salida está saturado.

Luego

$$L \cdot C_{pliq} \cdot (t_{L2} - t_{L1}) = U \cdot A \cdot \frac{(t_{G2} - t_{L1}) - (t_{G1} - t_{L2})}{\ln\left(\frac{t_{G2} - t_{L1}}{t_{G1} - t_{L2}}\right)}$$

$$0,7689 \text{ kg/s} \cdot 4179 \text{ J/kg} \cdot \text{K} \cdot (t_{L2} - 23^\circ\text{C}) = 534,13 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \cdot 2,189 \text{ m}^2 \cdot \frac{(105 - 23) - (105 - t_{L2})}{\ln\left(\frac{105 - 23}{105 - t_{L2}}\right)}$$

Finalmente **$t_{L2} = 48,012^\circ\text{C}$**

Se compara con el valor medido experimentalmente (TT5=t12) que era de 39.25°C. Se observa una diferencia de 18,2% en los resultados experimentales con los teóricos. Se listan las posibles fuentes de

error tanto de medida experimental como de cálculo teórico ya que se puede tener error en ambas temperaturas.

Posibles fuentes de error

- No se tuvo en cuenta el calor de subenfriamiento del condensado en los balances para el cálculo del caudal de vapor. Se consideró que el condensado estaba a la misma temperatura que el vapor de entrada (saturación)
- Puede que no se haya esperado el tiempo suficiente para alcanzar el estado estacionario de transferencia de calor antes de tomar las mediciones.
- Termocuplas en mal estado o descalibradas para el caso de la medición experimental.
- Pérdidas térmicas en el condensador.
- Suposición de h_o en un valor teórico propuesto.
- Errores de redondeo.
- Cálculo de h_o con una correlación para régimen turbulento cuando en realidad se obtuvo un Reynolds dentro del régimen de transición

Al aumentar la presión de vapor en la coraza (de 0.6 kg/cm^2 a 1 kg/cm^2) aumenta la temperatura del vapor dentro del intercambiador (en este caso de 100°C a 105°C). Luego, debido a este aumento, la temperatura del agua a la salida debería ser mayor, ya que al exponerse a una mayor temperatura de vapor esto ocasiona un mayor calentamiento en los tubos. En una primera experiencia, para $P_{vc}: 0.6 \text{ kg/cm}^2$ se obtuvo de forma experimental una temperatura de salida $t_{l2}: 46.5^\circ\text{C}$, luego se aumentó la $P_{vc}: 1 \text{ kg/cm}^2$ y se obtuvo analíticamente (con los valores teóricos) una $t_{l2}: 48,012^\circ\text{C}$. Es lógico, como se explicó anteriormente, que este valor sea mayor.

Se observa que experimentalmente al aumentar la presión de vapor en la coraza se obtiene un valor de temperatura menor de salida de agua (medido con RTD). Esto no es posible ya que el agua debería experimentar un mayor calentamiento en los tubos como consecuencia del aumento de la temperatura de vapor. Es posible que haya un error en los datos anotados en la planta, o que el instrumento de medición no se encuentre en buenas condiciones o mal calibrado.

Cálculo de $K_y \cdot a$

Suposiciones:

- Sistema aire-agua (Lewis=1)
- Área de transferencia de calor = Área de transferencia de masa
- Aire saturado a la salida

La altura de relleno de la torre de enfriamiento responde a la ecuación

$$Z = H_{TOG} \cdot N_{TOG}$$

Donde Z es 1 metro y $H_{TOG} = Gs' / (K_y \cdot a)$

Siendo

- Gs' : caudal de aire seco que ingresa a la torre de enfriamiento sobre el área transversal de la torre en $\text{kg/s} \cdot \text{m}^2$
- K_y : coeficiente de transferencia de masa en el gas en $\text{kg/s} \cdot \text{m}^2$
- a : área específica de intercambio de masa de la torre (área de intercambio de masa/ volumen del lecho) en $[1/\text{m}]$
- N_{TOG} es el número de unidades de transferencia de la torre y puede calcularse por integración numérica como

$$N_{TOG} = \int_{H_1}^{H_2} \frac{1}{(H_{eq} - H)} dH$$

Donde H_{eq} es la entalpía que se encuentra en equilibrio con cada valor de temperatura de líquido a lo largo de la torre y está dada por la curva de entalpía del aire saturado.. También es posible calcularlo gráficamente utilizando la curva de entalpía del aire saturado y la recta de operación de la torre utilizada.

La recta de operación es la relación entre la entalpía del aire (H) y la temperatura del líquido (t_L) que se obtiene del balance de energía entre un punto cualquiera de la torre y el extremo inferior de la misma.

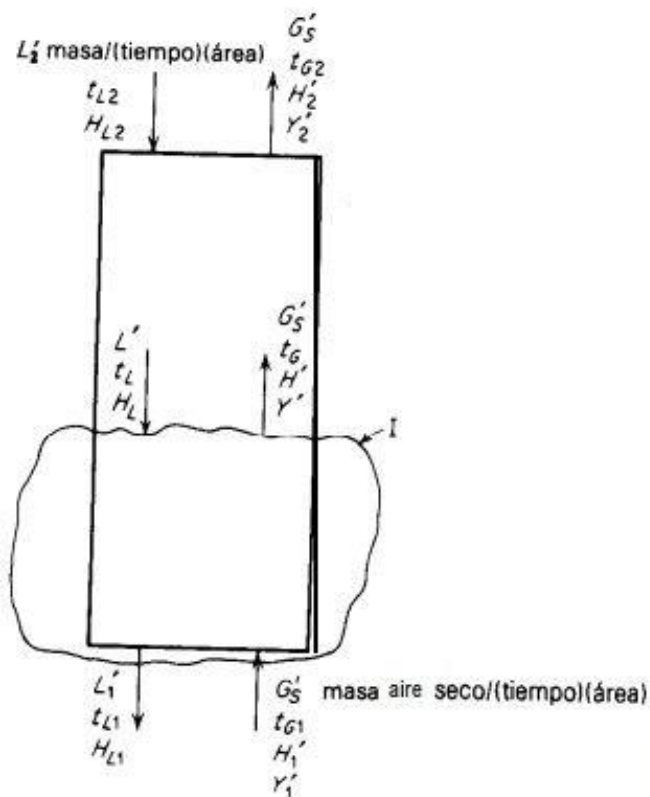


Figura 3: Esquema de una torre de enfriamiento de agua genérica.

Si se plantea entonces el balance de energía se obtiene

$$L_1' H_{L1} + G_s' H' = G_s' H_1' + L' H_L$$

De donde se desprecia la variación de caudal entre L_1' y L_2' y se aproximan a L' . Como

$$H_L = Ca * (t_L - t_{referencia})$$

donde Ca es la capacidad calorífica del agua líquida en $\text{kJ/ kg } ^\circ\text{C}$. Por lo tanto, la recta de operación queda

$$H' = H_1' + L Ca / (G_s' * (t_L - t_{L1}))$$

La pendiente de la recta de operación puede calcularse si se conocen los valores H_1' y H_2' , t_{w1} y t_{w2} en los extremos. Los valores de entalpía en el gas se pueden obtener mediante el uso de una carta psicrométrica⁴ conociendo los valores de t_{G1} , la humedad relativa en la atmósfera de la planta en el momento de la experiencia y t_{G2} . Para la entalpía correspondiente a la salida del gas de la torre, se realiza la suposición de que el aire sale completamente saturado.

Como en la experiencia se variaron los caudales de agua y de aire en la torre, se calcula para cada pares de caudales (de agua y de aire) una recta de operación y se halla el H_{TOG} correspondiente.

Para las diferentes combinaciones de caudales de agua y aire y las diferentes temperaturas de entrada de agua, se tabulan las entalpías encontradas para las correspondientes temperaturas del gas a la salida y entrada en la Tabla 3.

Para el caudal de agua correspondiente a los 10.9 psi del dPT se utiliza 0.7689 kg/s como fue calculado anteriormente. En cuanto al correspondiente a los 4.8 psi, se ingresa en la curva de calibración de la placa orificio y se obtiene que el mismo corresponde a 375 ml/s.

Se utiliza entonces la densidad del agua a 40°C como promedio y se obtiene el caudal correspondiente a la caída de presión de 4.8 psi en la placa como

$$L' = 375 \text{ ml/s} * 1 \text{ m}^3 / 1 * 10^6 \text{ ml} * 992.1 \text{ kg} / \text{m}^3 = 0.372 \text{ kg agua} / \text{s}$$

La temperatura de entrada del gas no varía con los caudales de agua y de gas ya que se trata de la temperatura ambiente de la planta y es $t_{G1} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ con una humedad relativa de 65%. Por lo tanto, la entalpía del gas a la entrada de la torre será constante para los diferentes caudales.

Con la recta de operación se calculan los caudales de gas seco que se utilizaron para cada experiencia como

$$Gs' = L' * Ca * (t_{L2} - t_{L1}) / (H_2' - H_1')$$

Donde $Ca = 4.18 \text{ kJ/kg agua } ^\circ\text{C}$

L'	t_{L2}	t_{L1}	t_{G2}	Tipo de tiro	H_1'	H_2'	Gs'
0.372 kg/s	60°C	26°C	31°C	inducido	58 kJ/kg aire seco	102 kJ/kg aire seco	1.2 kg/s
0.372 kg/s	60°C	37 °C	50°C	natural	58 kJ/kg aire seco	274 kJ/kg aire seco	0.166 kg/s
0.769 kg/s	42°C	25°C	30°C	inducido	58 kJ/kg aire seco	100 kJ/kg aire seco	1.3 kg/s

Tabla 3: Resultados experimentales en la columna de enfriamiento

Como se puede ver en la Tabla 3, un tiro natural de torre produce un menor caudal de entrada de aire. Esto es lógico ya que en el tiro natural no se tiene un ventilador que favorezca el paso de aire por la torre. Además, como se puede ver para un mismo caudal y temperatura de entrada de agua a la torre, un menor caudal de aire genera que el aire que atraviesa la torre salga a una mayor temperatura y, a su vez, que el enfriamiento del agua sea menos eficaz, ya que la misma sale a una temperatura mayor con tiro natural que con inducido. También, se puede ver que para casi un mismo caudal de entrada de aire (1.2 kg/s y 1.3 kg/s), cuando el caudal de agua que ingresa es mayor (0.769 kg/s a 0.372 kg/s), la diferencia de temperatura lograda en el agua es menor (17°C a 34°C) ya que se tiene mayor masa de agua a enfriar por una cantidad casi constante de aire, lo que hace que éste aumente su temperatura y se sature con mayor velocidad que para un caudal de agua menor.

Se procede entonces al cálculo de los N_{TOG} para cada recta de operación como se muestra en las Figuras 4 a 7.

Para calcular el N_{TOG} , se traza una curva auxiliar cuya distancia sea la misma entre la curva de equilibrio y la curva de operación. Una vez hecho esto, desde el punto 2 se traza la horizontal hasta la

línea auxiliar. Se mide la longitud de ésta línea horizontal y se traza una de igual longitud hacia el lado izquierdo. En el extremo de esta recta horizontal, se baja verticalmente hasta la curva de operación. El triángulo así trazado corresponde a una unidad de transferencia. Se realiza lo mismo nuevamente hasta llegar al punto 1, donde finaliza la curva de operación.

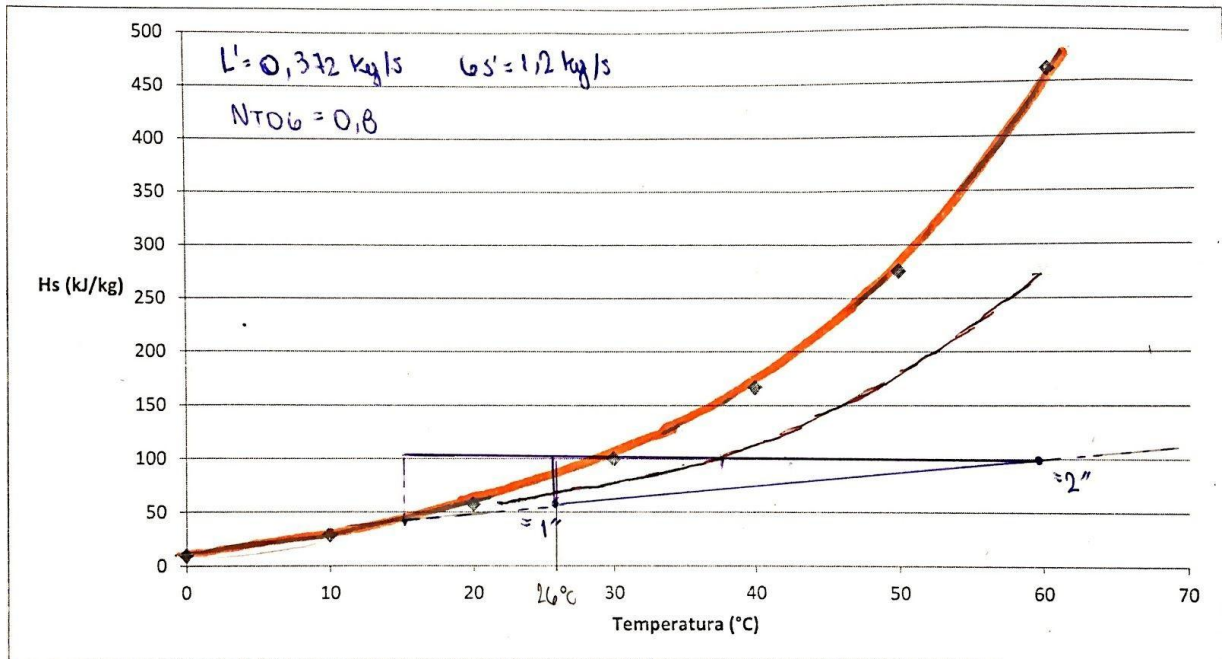


Figura 4: Cálculo gráfico de las N_{TOG}

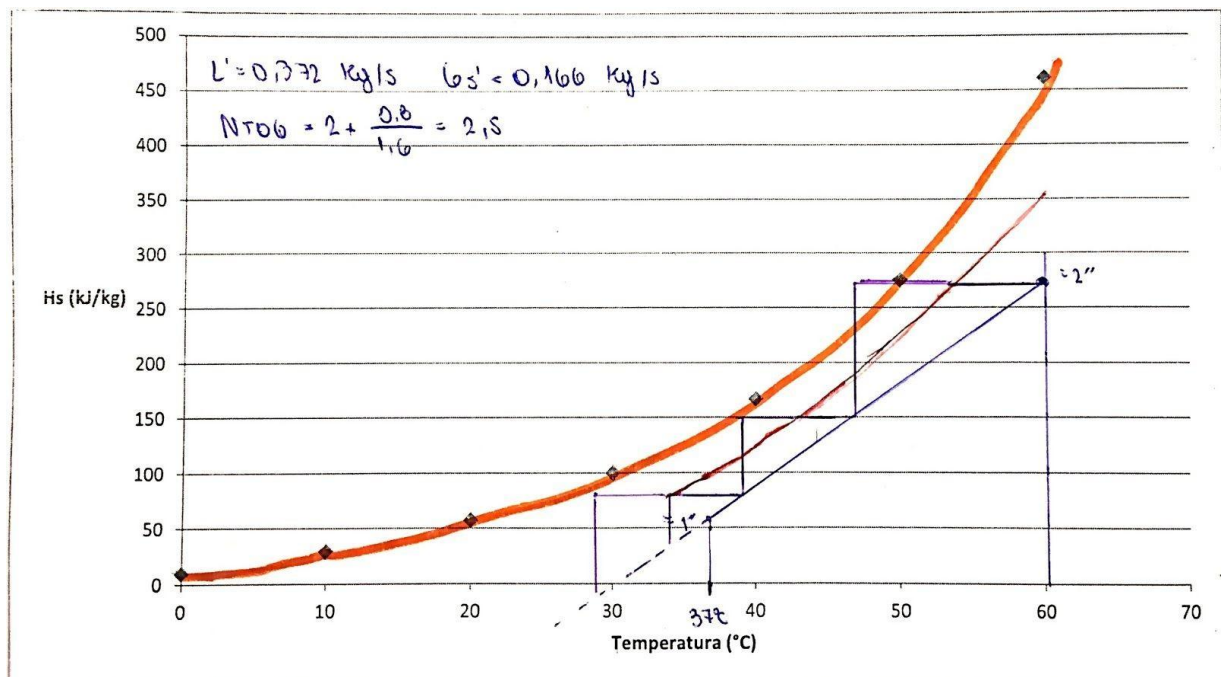


Figura 5: Cálculo gráfico de las N_{TOG}

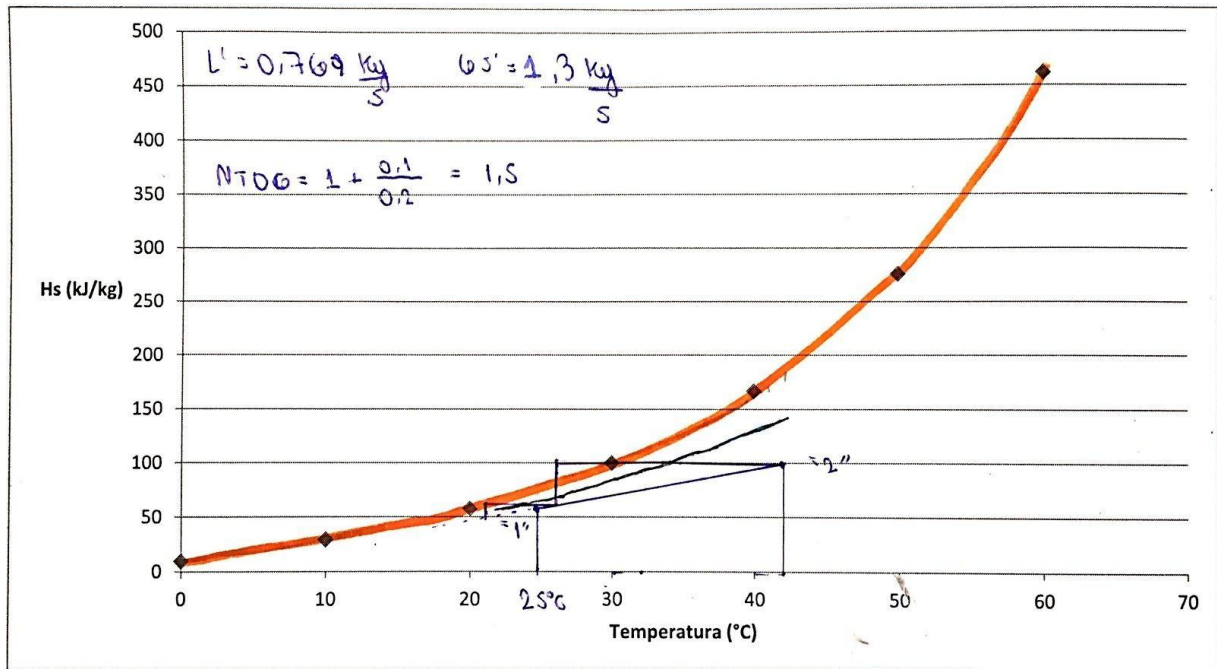


Figura 6: Cálculo gráfico de las N_{TOG}

Se realiza el cálculo entonces de $K_Y * a$ de la siguiente forma

$$K_Y * a = Gs * N_{TOG} / z = Gs * N_{TOG} / 1 \text{ m}$$

Donde $Gs = Gs' / \text{Área transversal} = Gs' / 0,44 \text{ m}^2$

Y se muestran los resultados para las distintas experiencias en la Tabla 4

Gs	N_{TOG}	$K_Y * a$
$2,73 \text{ kg/s m}^2$	0.8	$2,18 \text{ kg/s m}^3$
$0,377 \text{ kg/s m}^2$	2.5	$0,943 \text{ kg/s m}^3$
$2,95 \text{ kg/s m}^2$	1.5	$4,43 \text{ kg/s m}^3$

Tabla 4: Resultados de $K_Y * a$ para las diferentes experiencias de enfriamiento de agua

En la Figura 7 se muestra la variación de $K_Y * a$ con el caudal

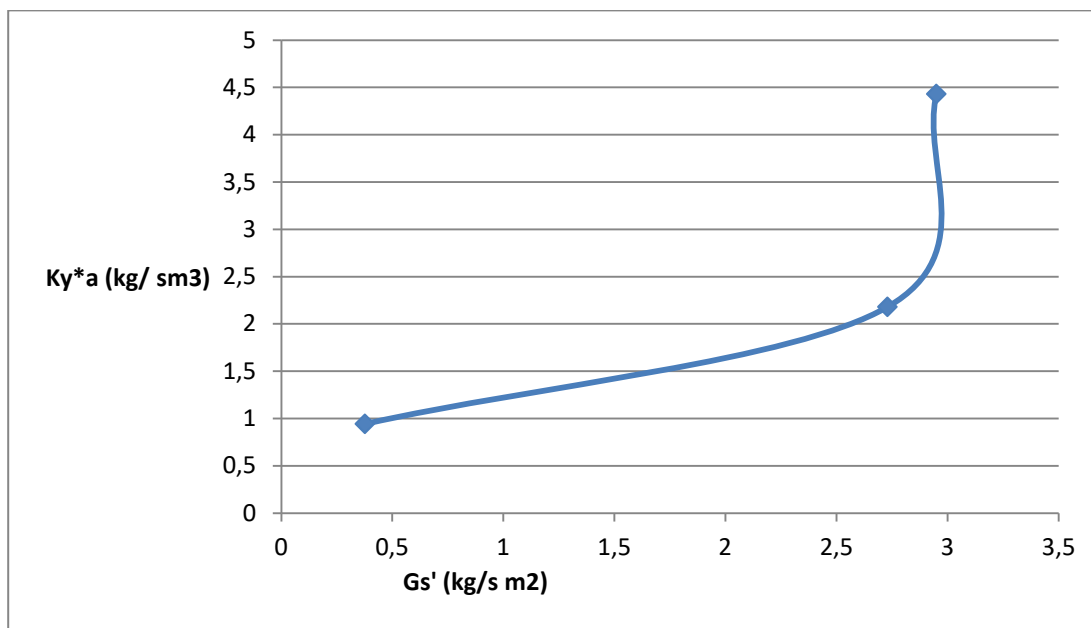


Figura 7: Variación del coeficiente de transferencia de masa por el área específica de transferencia de masa con el caudal de aire.

Como se puede ver, la variación no es lineal y a medida que aumenta G_s , $K_y \cdot a$ aumenta. Esto es coherente ya que, a medida que aumenta la velocidad del aire en la torre, la velocidad de transferencia de masa debe aumentar y, en consecuencia, el coeficiente de transferencia de masa en el gas K_y también aumentará.

Conclusión

Respecto al intercambiador de calor, se calculó el calor intercambiado, el coeficiente global de transferencia de calor y se analizó la variación de la temperatura de salida del agua al modificar la presión de vapor en la coraza. Se observa que al aumentar la P_{vc} , aumenta la temperatura del vapor que ingresa al condensador y por ende hay un mayor intercambio de calor hacia los tubos, lo que se traduce en un aumento en la temperatura de salida del agua. Se pudo verificar esto de forma analítica pero no coincide con el valor de temperatura de salida de agua tomado experimentalmente en la planta, por lo que es probable que haya un error en los datos obtenidos de forma experimental o un mal funcionamiento del RTD utilizado. Se informaron además las posibles fuentes de error de esa práctica.

Además, comparando los U_c obtenidos para los casos sin bomba y con bomba se observa que en el caso sin bomba, el valor del coeficiente global (U_c) es menor ya que se utilizó un menor caudal de líquido y por ende habrá una mayor resistencia a la transferencia dentro de los tubos.

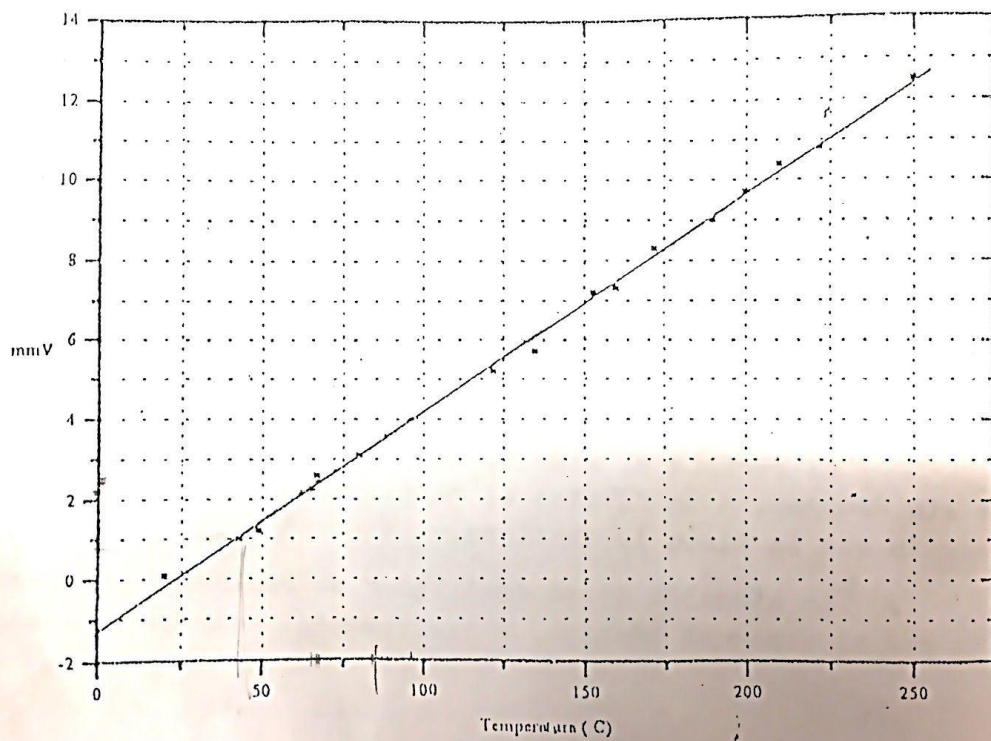
En cuanto a la torre de enfriamiento, se concluye que la mayor transferencia de calor se produce a menores caudales de agua y mayores caudales de aire, que se logran con el tiro inducido de aire en la torre. Se calcularon satisfactoriamente los $K_y \cdot a$ para cada caudal de aires utilizado y se observó que los mismos no varían linealmente con el mismo y que, a mayor caudal de aire, la transferencia de masa es mayor. Lo mismo sucede con la transferencia de calor, al aumentar el flujo de aire, aumenta la velocidad del mismo y la transferencia de calor es más efectiva debido al fenómeno de convección, que aumenta conforme la velocidad del fluido.

Bibliografía

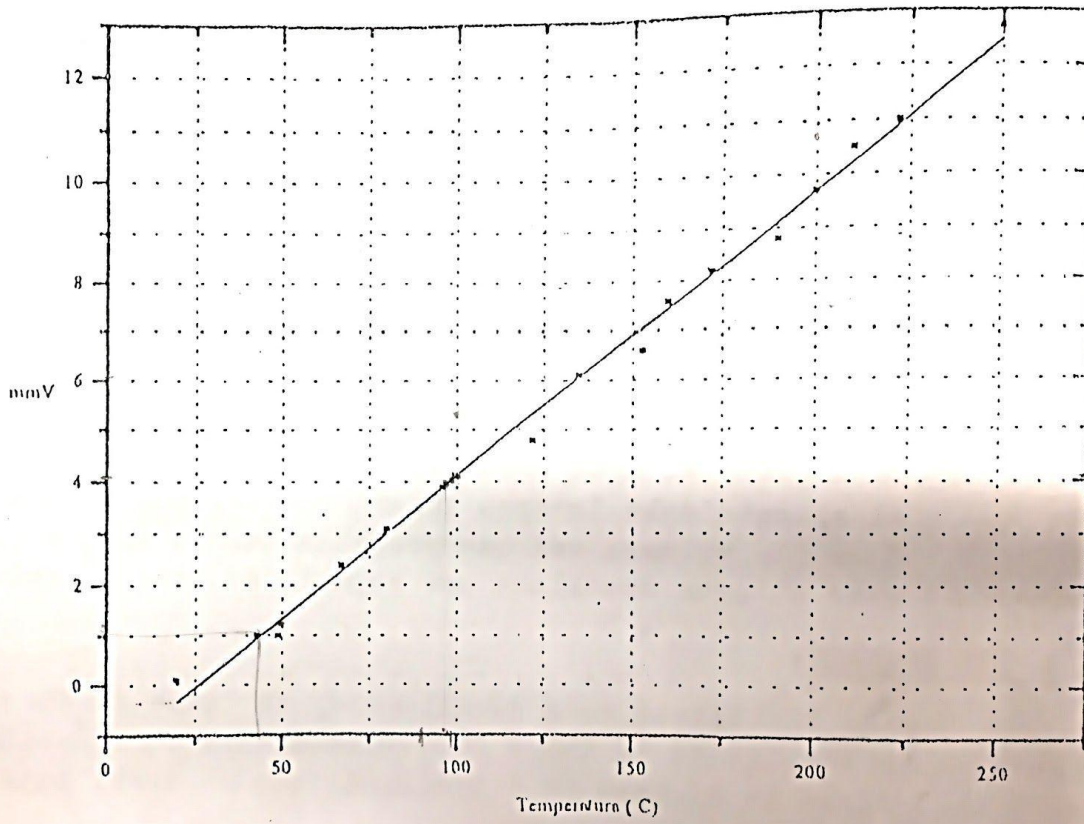
1. Apéndice II de la Planta piloto
2. Tabla A-9, Apéndice 1, Transferencia de calor y masa, Yunus Cengel, Tercera edición
3. Intercambiadores de calor, Eduardo Cao
4. Operaciones de transferencia de masa, segunda edición, Robert E. Treybal

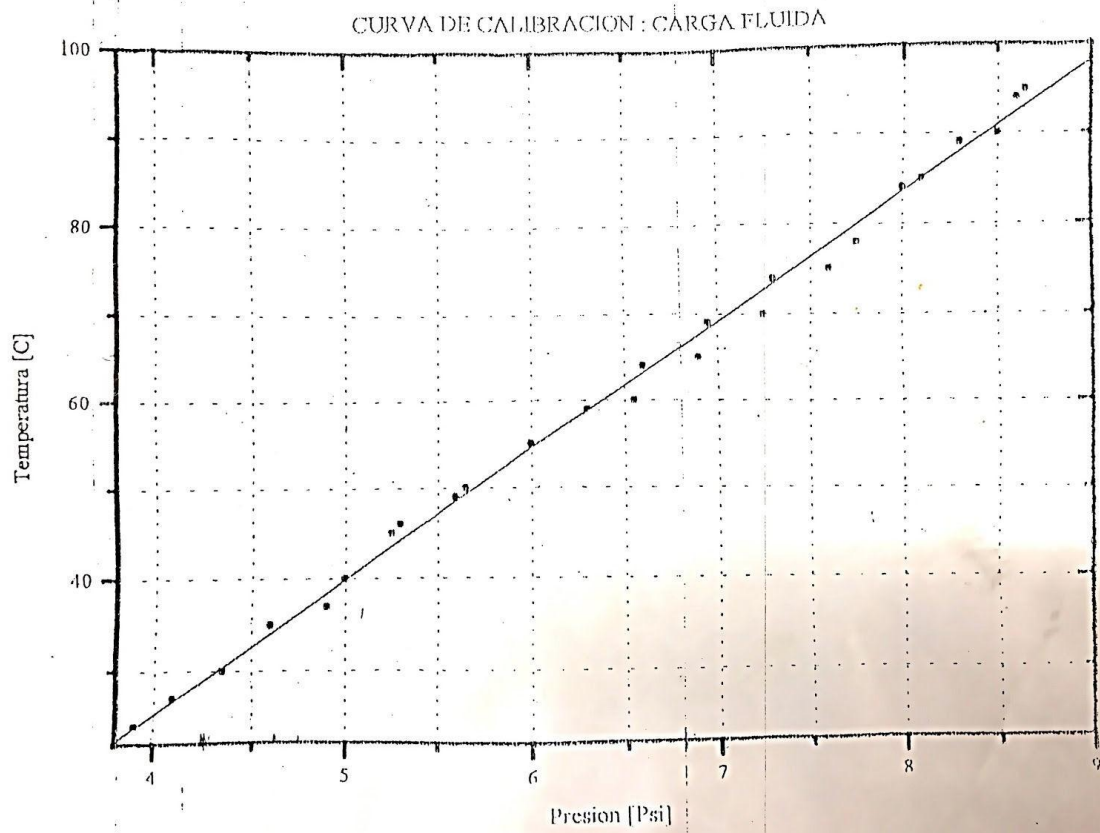
Apéndice - Curvas de calibración

CURVA DE CALIBRACION TERMOCUPLA 2

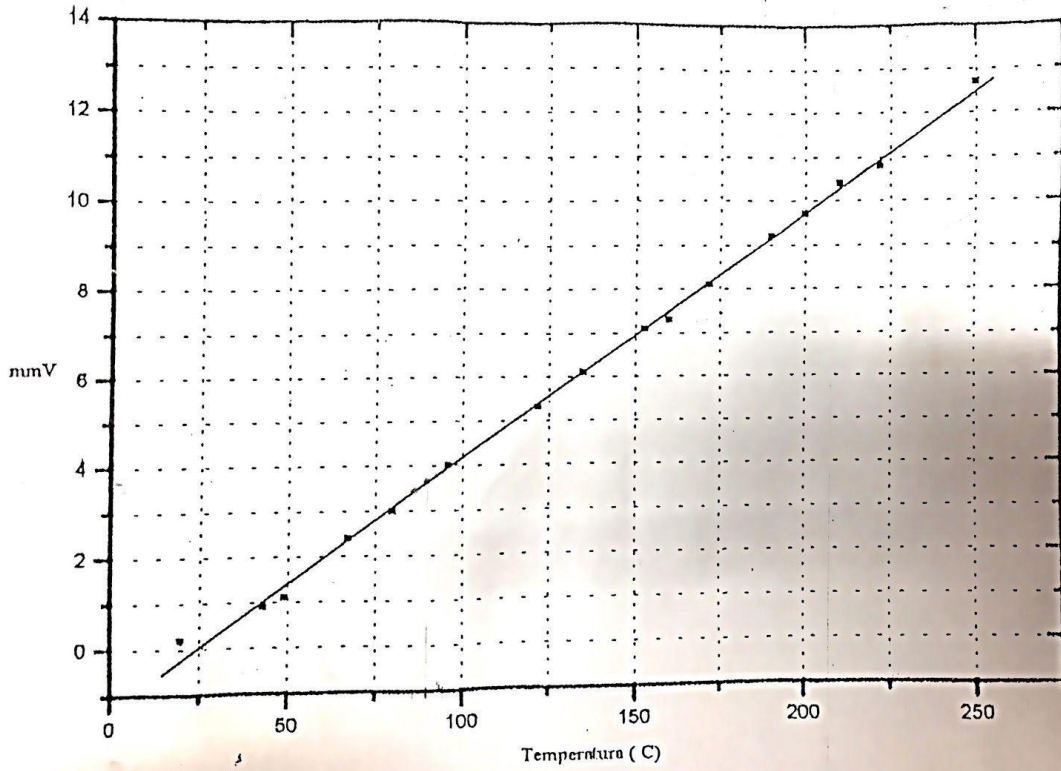


7
CURVA DE CALIBRACION TERMOCUPLA 1





CURVA DE CALIBRACION TERMOCUPLA 3



CURVA DE CALIBRACION : CARGA FLUIDA