



**UNIVERSIDAD NACIONAL
PEDRO RUIZ GALLO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

TESIS

**“Instalación de una planta de
producción de Ácido Fórmico
mediante reacción directa a partir de
Dióxido de Carbono”**

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERA QUÍMICA

PRESENTADO POR:

**Bachiller: LOURDES MILAGROS MONTENEGRO
GALVEZ**

ASESOR

ING. Dr. Cesar Alberto García Espinoza

Lambayeque – Perú

2021



UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO

FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA E INDUSTRIAS
ALIMENTARIAS



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA DE INDUSTRIAS ALIMENTARIAS

TESIS

**“Instalación de una planta de producción de
Ácido Fórmico mediante de reacción directa a
partir de Dióxido de Carbono”**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERA QUIMICA
PRESENTADO POR:**

Bachiller: LOURDES MILAGROS MONTENEGRO GALVEZ


Aprobado por:


Ing. M.Sc. Luis Antonio Pozo Suclupe
PRESIDENTE


Ing. M.Sc. Segundo Alberto Vásquez Llanos
SECRETARIO


Ing. M.Sc. Renzo Bruno Chung Cumpa
VOCAL

Ing. Dr. Cesar Alberto García Espinoza
ASESOR


Firmado
digitalmente por:
Segundo A.
Vásquez Llanos
Fecha: 2022.09.27
18:15:50 -04'00'
Razón: Soy el autor
de este documento







LAMBAYEQUE – PERÚ

2021

ACTA DE SUSTENTACIÓN

ACTA DE SUSTENTACIÓN VIRTUAL N°042-UINV-FIQIA



Siendo las 07:30 p.m. del día 12 de agosto del 2021, se reunieron vía plataforma virtual, <https://meet.google.com/kri-crod-qin>, los miembros de jurado evaluador de la Tesis Titulada: **“INSTALACION DE UNA PLANTA DE ACIDO FORMICO MEDIANTE REACCION DIRECTA A PARTIR DE DIOXIDO DE CARBONO”**, designados por Decreto N° 045-2018-UINV-FIQIA de fecha 21 de agosto de 2018 con la finalidad de Evaluar y Calificar la sustentación de la tesis antes mencionada, conformado por los siguientes docentes:

- | | |
|-----------------------------------------|------------|
| ✓ Dr. Luis Antonio Pozo Suclupe | Presidente |
| ✓ M. Sc. Segundo Alberto Vásquez Llanos | Secretario |
| ✓ M. Sc Renzo Bruno Chung Cumpa | Vocal |

La tesis fue asesorada por Dr. Cesar Alberto García Espinoza nombrado (a) por Decreto N° 030-2021-VIRTUAL-UINV-FIQIA de fecha 09 de abril de 2021. El acto de sustentación fue autorizado por Resolución N° 208-2021-D-FIQIA-VIRTUAL de fecha 09 de agosto de 2021. La Tesis fue presentada y sustentada por la Bachiller: LOURDES MILAGROS MONTENEGRO GÁLVEZ y tuvo una duración de 30 minutos.

Después de la sustentación, y absueltas las preguntas y observaciones de los miembros del jurado; se procedió a la calificación respectiva, otorgándole el calificativo de (17) (diecisiete) en la escala vigesimal, mención bueno. Por lo que quedan APTO (s) para obtener el Título Profesional de INGENIERA QUÍMICA de acuerdo con la Ley Universitaria 30220 y la normatividad vigente de la Facultad de Ingeniería Química e Industrias Alimentarias y la Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo.

Siendo las 8:50 p.m. se dio por concluido el presente acto académico, dándose conformidad al presente acto, con la firma de los miembros del jurado.


.....
Dr. Luis Antonio Pozo Suclupe
Presidente


.....
Msc Segundo Alberto Vásquez Llanos
secretario


.....
Msc. Renzo Bruno Chung Cumpa
Vocal


.....
Dr. Cesar Alberto García Espinoza
Asesor

DECLARACIÓN JURADA DE ORIGINALIDAD

Por el presente documento se deja constancia que se ha revisado el informe final de la tesis de pregrado “INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE ACIDO FORMICO MEDIANTE REACCION DIRECTA A PARTIR DE DIOXIDO DE CARBONO”, elaborada por los autores:

Bachiller: Lourdes Milagros Montenegro Gálvez

La revisión se realizó con el programa antiplagio TURNITIN inscrito con el N° del Trabajo 1621761894 de fecha 19 de julio 2021, dando el siguiente resultado:

PORCENTAJE DE SIMILITUD: 17%

Se adjunta copia del resumen de coincidencias, y se firma dando constancia del porcentaje de similitud, y pueda ser utilizada para los fines que se considere conveniente

Lambayeque, 25 de julio del 2021

Tesista:



Lourdes Milagros Montenegro Gálvez

Asesor:



Dr. César Alberto García Espinoza

DEDICATORIA

Agradecida con mis padres por la gran fortaleza que siempre me han dado para cumplir cada una de mis metas y sueños.

Vamos paso a paso confiando siempre en Dios, este es un paso más en mi crecimiento personal para seguir demostrando de todo lo que podemos lograr con mucho esfuerzo y dedicación. Siempre luchando por lo que uno ama.

INDICE

RESUMEN	viii
INTRODUCCIÓN	1
CAPITULO I	3
ESTUDIO DE MERCADO	3
1.1 DEFINICION Y DESCRIPCION DEL PRODUCTO	3
1.2 USOS DEL ACIDO FORMICO.....	7
1.3 MATERIAS PRIMAS E INSUMOS PRINCIPALES	8
1.4 ANALISIS DEL MERCADO	12
1.5 TAMAÑO DE LA PLANTA DE ACIDO FORMICO	19
1.6 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO	20
1.7 LOCALIZACION DE LA PLANTA	20
CAPITULO II	25
INGENIERÍA DE PROYECTO	25
2.1 PRINCIPALES PROCESOS DE PRODUCCION DE ACIDO FORMICO ...	25
2.2 DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO	36
2.3 BALANCE DE MASA Y ENERGIA.....	41
2.4 DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS PRINCIPALES DE PROCESO	46
2.5 DISTRIBUCION DE PLANTA.....	56
CAPITULO III	59
CONSIDERACIONES AMBIENTALES	59
3.1 LOCALIZACION DEL PROYECTO	59
3.2 VIAS DE ACCESO	59
3.3 MATERIA PRIMA	59
3.4 ASPECTO E IMPACTOS AMBIENTALES	60
3.5 MEDIDAS DE MITIGACIÓN	62
3.6 GESTIÓN DE RESIDUOS.....	63
CAPITULO IV	65
ESTUDIO ECONOMICO FINANCIERO	65
4.1 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN TOTAL	65
CONCLUSIONES	83

RECOMENDACIONES	84
BIBLIOGRAFIA	85
APENDICE	87
A. MACROLOCALIZACIÓN	87
B. MICROLOCALIZACIÓN	89
C. BALANCE DE MASA Y ENERGIA	91
D. DISEÑO DE EQUIPOS	114
E. EVALUACION ECONOMICA	134
ANEXOS	146

Índice de tablas

Tabla 1: Características de los ácidos fórmicos comerciales (DQI, 2011).	4
Tabla 2: Propiedades físicas y químicas de HCOOH.	6
Tabla 3: Importaciones y precio CIF del ácido fórmico del 2009 – 2019, kg/año.	12
Tabla 4: Capacidad y consumo de algunos vehículos de pila de hidrogeno usados actualmente.	16
Tabla 5: Demanda histórica de gasolinas en el Perú	17
Tabla 6: Matriz de comparación cuantitativa de factores de Macro localización.	21
Tabla 7: Matriz de Comparación cuantitativa de factores de Micro localización.	23
Tabla 8: Ponderación de selección de proceso.	35
Tabla 9: Balance de masa del proceso de obtención de ácido fórmico a consecuencia de dióxido de carbono e hidrógeno.	44
Tabla 10: Balance de energía de Tren de compresoras de Dióxido de carbono.	45
Tabla 11: Compresores e intercambiadores de calor para Dióxido de carbono.	47
Tabla 12: Intercambiadores de calor para Dióxido de Carbono.	48
Tabla 13: Compresores para Hidrogeno.	49
Tabla 14: Requerimiento de Dióxido de carbono.	59
Tabla 15: Requerimiento de Insumos químicos.	60
Tabla 16: Matriz de Impactos ambientales de la planta.	61

Tabla 17: Medidas de Mitigación.....	62
Tabla 18: Inversión total del Proyecto.	73
Tabla 19: Costo de Manufactura y Costo Unitario.	79
Tabla 20: Estado de Ganancia y pérdidas.....	81
Tabla 21: Análisis Económico.	82
Tabla 22: Escala de clasificación numérica según preferencia.....	87
Tabla 23: Matriz de Comparación cuantitativa de factores de Macrolocalización.	87
Tabla 24: Método de calificación de factores de Macrolocalización.....	87
Tabla 25: Evaluación de datos para la macrolocalización	88
Tabla 26: Matriz de Comparación cuantitativa de factores de Microlocalización	89
Tabla 27: Método de calificación de factores de microlocalización.....	89
Tabla 28: Evaluación de datos para la microlocalización	90
Tabla 29: Evaluación de datos para la microlocalización – Disponibilidad de Insumos	90
Tabla 30: Dimensionamiento de la chaqueta de calentamiento.....	125
Tabla 31: Costo de equipo principal y auxiliar	134
Tabla 32: Determinación de capital de trabajo.	137
Tabla 33: Compatibilidad química con las sustancias utilizadas.....	146
Tabla 34: Principales vías de utilización del ácido fórmico como portador energético, con POX: oxidación parcial mediante catalizador.	146

Índice de figuras

Figura 1: Estructura química del ácido fórmico.	4
Figura 2: Demanda histórica de ácido fórmico en base a las importaciones.	13
Figura 3: Los productos obtenidos a partir de los procesos de conversión de CO2 electroquímicos tienen mayormente más densidad de energía que otras tecnologías de almacenamiento de energía.	14
Figura 4: Demanda histórica y proyectada de gasolina.	18
Figura 5: Ubicación geográfica en las cercanías de la Sucroalcoholera del Chira S.A.....	24
Figura 6: Espacios disponibles en el Ignacio escudero, San José.	24
Figura 7: Proceso BASF para producción de ácido fórmico por hidrólisis de formiato de metilo.	27

Figura 8: Proceso Kemira-Leonard para producción de ácido fórmico por hidrólisis de formiato de metilo.	29
Figura 9: Proceso URSS para producción de ácido fórmico por hidrólisis de formiato de metilo.	30
Figura 10: Proceso de reducción electroquímica del dióxido de carbono a ácido fórmico.	33
Figura 11: Diagrama de flujo de la síntesis de ácido fórmico a partir del CO₂ e H₂.	42
Figura 12: Diagrama de bloques del proceso de obtención de ácido fórmico a partir de dióxido de carbono e hidrógeno.	43
Figura 13: Compresores e intercambiadores de calor para Dióxido de Carbono.	46
Figura 14: Diseño de decantador - Unidad 19.	50
Figura 15: Diseño de Decantador - Unidad 22.	51
Figura 16: Sistema de agitación del reactor.	52
Figura 17: Dimensiones del serpentín de calentamiento.	53
Figura 18: Separador flash de ácido fórmico.	54
Figura 19: Distribución de planta en primer piso.	56
Figura 20: Distribución de planta de segundo piso.	57
Figura 21: Equipos principales del proceso de obtención de ácido fórmico a partir de dióxido de carbono e hidrogeno.	91
Figura 22: Tren de compresores – Dióxido de carbono.	100
Figura 23: Tabla de selección de compresores para varios diseños de compresores.	104
Figura 24: Tren de compresores – Hidrogeno	109
Figura 25: ENFRIADOR – N° 18	111
Figura 26: Dimensiones básicas de un decantador por gravedad 1.	115
Figura 27: Dimensiones básicas de un decantador por gravedad 2.	115
Figura 28: Hidrogeno	147

RESUMEN

El ácido fórmico ha demostrado tener alta capacidad de almacenamiento de energía como fuente de hidrogeno, y con la finalidad de cubrir la demanda del futuro parque automotor, se ha considerado desarrollar el trabajo de inversión denominado “Instalación de una planta de producción de ácido fórmico mediante reacción directa a partir de dióxido de carbono”.

El Capítulo I se desarrolló el estudio de mercado en donde se analizó la demanda y oferta del producto. Se estableció que para el 2028, solo para reemplazar 1% de la demanda proyectada de gasolina existiría un mercado potencial de 23981 toneladas de ácido fórmico. Por tal motivo se consideró instalar una planta de producción de ácido fórmico con una capacidad de 20000 toneladas por año, es decir 2500 kg/hr operando en forma continua.

El Capítulo II se desarrolló el estudio de Ingeniería del Proyecto. Existen diferentes tecnologías licenciadas, pero solo una de ellas lo hace directamente del dióxido de carbono. Se hace una descripción detallada del proceso y se presenta el balance de masa. Así mismo, se detalla los equipos principales que utilizará el proceso.

Por último, el Capítulo III se desarrolla el estudio Económico-Financiero. Se concluyó que la inversión total del proyecto asciende a 16'284,935 dólares americanos. Además, el valor de producción será de 0.5702 dólares el kilogramo de ácido fórmico. Con el valor de 1.05 dólares por kilogramo (puesto en fabrica) se obtuvieron una tasa de retorno sobre la inversión de 52-20 % antes de impuestos y de 36.28 % después de impuestos; un periodo de recuperación del dinero de 1.88 años después de pagar los impuestos. Se determinó que este proyecto es factible desde la perspectiva del mercado, técnico y económicamente, por ende, se concluye su instalación.

Al utilizar dióxido de carbono, un contaminante industrial, como materia prima, y por el reciclo de los catalizadores y solventes utilizados se considera que esta planta no ocasionara efectos negativos sobre el medio ambiente.

ABSTRACT

Formic acid has shown to have a high energy storage capacity as a source of hydrogen, and in order to cover the demand of the future automotive fleet, it has been considered to develop the investment work called “Installation of a formic acid production plant by direct reaction from carbon dioxide”.

Chapter I developed the market study where the demand and supply of the product was analyzed. It was established that by 2028, just to replace 1% of the projected demand for gasoline, there would be a potential market of 23,981 tons of formic acid. For this reason, it was considered to install a formic acid production plant with a capacity of 20,000 tons per year, that is, 2,500 kg/hr, operating at Continuous form.

Chapter II developed the Project Engineering study. There are different licensed technologies, but only one of them does it directly from carbon dioxide. A detailed description of the process is made and the mass balance is presented. Likewise, the main equipment that the process will use is detailed.

Finally, Chapter III develops the Economic-Financial study. It was concluded that the total investment of the project amounts to 16,284,935 US dollars. In addition, the production value will be 0.5702 dollars per kilogram of formic acid. With the value of 1.05 dollars per kilogram (put in the factory), a rate of return on investment of 52-20% before taxes and 36.28% after taxes was obtained; a payback period of 1.88 years after paying taxes. It was determined that this project is feasible from the perspective of the market, technically and economically, therefore, its installation is concluded.

By using carbon dioxide, an industrial pollutant, as a raw material, and by recycling the catalysts and solvents used, it is considered that this plant will not cause negative effects on the environment.

INTRODUCCIÓN

El ácido fórmico se utiliza en la industria textil como secante para teñido y acabado de textiles y como agente reductor. Tratamiento del cuero, manufactura de fumigantes, insecticidas, refrigerantes, disolvente para perfumes, lacas, galvanizado, medicina, cervecería (antiséptico), plateado de vidrios, formiato de celulosa, coagulante del látex natural, flotación de minerales, plastificante de resinas vinílicas, aditivo para pienso de animales, es el principal uso que se le puede dar a este ácido ya que permite que el alimento que va destinado para el ganado se conserve en el invierno y retenga sus nutrientes con el tiempo, además que se utiliza en la industria avícola adicionada al alimento para matar la salmonera. En la industria de los saborizantes y perfumes se adiciona en la formulación ya que se forman algunos ésteres que dan una nota característica (Ospina, 2011).

A nivel mundial se vende ácido fórmico con grados de pureza de 85%, 94% y 99%. El más utilizado es el de grado 85% por su baja toxicidad a los seres humanos. El mercado mundial del ácido fórmico ha crecido desde 2012 a la fecha a un ritmo de 4.9%, pasando a un nivel de ventas de 451.3 millones de dólares a un nivel de 618.8 millones previsto para el 2019 (marketsandmarkets.com, 2018). Recientes pronósticos por expertos en la industria indican que el mercado mundial de ácido fórmico crecerá a un ritmo de 4.26% en el periodo del 2017 al 2021.

Según el informe, uno de los impulsores en el mercado es la creciente demanda de ácido fórmico como conservante. Las brillantes capacidades de conservación del ácido fórmico lo convierten en un conservante de ensilaje ideal. El ensilaje se refiere al forraje verde o pasto que se almacena para usarse como alimento para animales durante los meses de invierno. El objetivo de hacer ensilaje es apoyar el material de ensilado sin pérdida de nutrientes o mínima. Para facilitar este proceso, el ácido fórmico se emplea ampliamente. Sin embargo, es una práctica común usar melaza para proporcionar energía para la fermentación del ácido láctico y para ayudar al proceso de ensilaje. Pero la adición de ácido fórmico al material de ensilaje impacta positivamente en el proceso de fermentación. (Businesswire.com; 2018).

La producción comercial de ácido fórmico se hace tradicionalmente por tres métodos: Proceso USRR, Proceso Kemira-Leonard y Proceso BASF. Los tres procesos tienen en común que utilizan monóxido de carbono y metanol como materias primas principales, y se diferencian porque utilizan diferentes catalizadores y condiciones de proceso (Pereira, et al., 2016).

Una tendencia en el mercado es la síntesis directa de ácido fórmico en medios ácidos. El creciente enfoque global en el aumento de los niveles de dióxido de carbono (CO_2) en la atmósfera ha llevado a cambios en los productos de CO_2 . El mercado está presenciando la aparición de un proceso directo de hidrogenación de CO_2 en ácido fórmico mediante el empleo de un catalizador de rutenio homogéneo. Este proceso se lleva a cabo en dimetilsulfóxido (DMSO) y como una solución acuosa sin la presencia de aditivos.

La transformación química del dióxido de carbono en productos útiles se vuelve cada vez más importante a medida que los niveles de CO_2 en la atmósfera continúan aumentando como consecuencia de las actividades humanas. Se describe la hidrogenación directa de CO_2 en ácido fórmico usando un catalizador de rutenio homogéneo, en solución acuosa y en dimetilsulfóxido (DMSO), sin aditivos. En agua, a 40°C , se puede obtener ácido fórmico 0,2 M a 200 bares, sin embargo, en DMSO, el mismo catalizador proporciona ácido fórmico 1,9 M. En ambos disolventes, los catalizadores se pueden reutilizar varias veces sin una disminución de la actividad. En este momento esta ruta moderna de obtención de ácido fórmico por hidrogenación directa del dióxido de carbono se ha convertido en una de las rutas más sostenibles que las rutas existentes (Moret, Dyson & Laurenczy, 2014).

Teniendo en cuenta que se cuenta una de las materias primas principales es el dióxido de carbono, su uso permitirá disminuir el impacto de efecto invernadero que produce este gas. Además, se obtendrá un producto valioso cada vez más utilizado en la preservación de ensilaje para animales.

CAPITULO I

ESTUDIO DE MERCADO

1.1 DEFINICION Y DESCRIPCION DEL PRODUCTO

El ácido fórmico, es un líquido incoloro, altamente corrosivo, además presenta un fuerte olor (acre). Éste es un ácido orgánico formado por un solo átomo de carbono, se encuentra en el grupo de los ácidos carboxílicos, estos poseen un grupo funcional llamado Carboxílico (-COOH), donde en este grupo funcional concuerda con el carbono un grupo Hidroxilo (-OH) y un carbonilo (-C=O). Su fórmula es CH_2O_2 , en la figura 3.1 se muestra su estructura.

En 1671 el naturista inglés John Ray, aislado el ácido fórmico, consiguiendo destilar este ácido machacando hormigas rojas, del cual proviene el nombre latín formica, cuyo significado es hormiga. Se logre sintetizar artificialmente por primera vez dicho compuesto orgánico en 1831, aunque tuvieron que pasar treinta años para que el químico francés Marcelin Berthelot obtuviera la generación sintética que actualmente se usa.

Actualmente la obtención del ácido metanoico, o ácido fórmico, se desarrolla mediante la síntesis del monóxido de carbono, sin embargo, hay una tendencia a una producción directa a partir del dióxido de carbono, un residuo que causa el efecto invernadero.

El ácido fórmico es una sustancia química que se puede encontrar en forma natural o se puede sintetizar para usos industriales. De forma natural, se encuentra en insectos como abejas y hormigas, anteriormente mencionado. El ácido fórmico en altas concentraciones es muy peligroso, sin embargo, es frecuente su uso como conservante en productos de origen alimenticios, o en cultivos agrícolas como pesticida. Presenta un amplio uso en la industria, como en la fabricación de caucho o en producción de cuero,

en el proceso de acabado y teñido en el sector textil. Cabe mencionar que el ácido fórmico tiene un peculiar uso de las sales que derivan de este para contrarrestar la capacidad de agarre de objetos en superficies lisas, como por ejemplo el agarre en llantas de los autos en carreteras heladas.

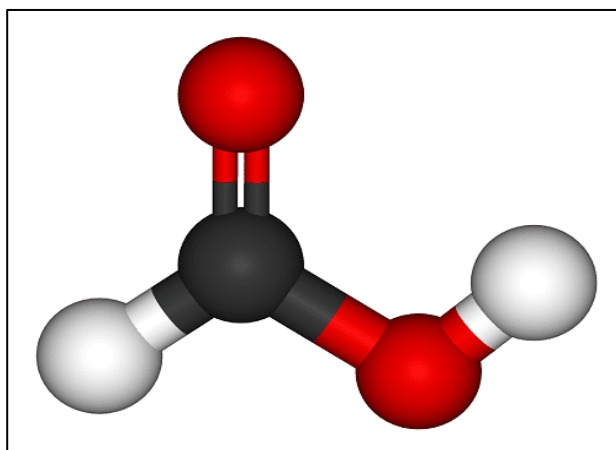


Figura 1: Estructura química del ácido fórmico.

Nota: adaptado de <https://acidos.info/formico/>

Comercialmente se vende el ácido fórmico en tres concentraciones: 85%, 90% y 95%. El mayor consumo a nivel industrial se hace a la concentración de 85%. En la Tabla 3.1 se presenta algunas propiedades de los ácidos fórmicos comerciales.

Tabla 1: Características de los ácidos fórmicos comerciales (DQI, 2011).

Grado	El 95%	El 90%	El 85%
La acidez% >	95,0	90.0	85.0
Índice de Color ≤	10	10	10
Test de dilución agua+ácido)=1+3	Claro	Claro	Claro
cloruros, como Cl % ≤	0,0005	0,0005	0.002
sulfatos, como SO ₄ % ≤	0,0005	0,0005	0.001
metales, como Fe % ≤	0,0001	0,0001	0,0001
no-volátiles % ≤	0.006	0.006	0.006
Densidad	1.200		1.195

Nota: Fuente. DQI, 2011

1.1.1.CARACTERISTICAS DEL ACIDO FORMICO

- De aspecto líquido incoloro, presenta un olor irritante semejante al vinagre, su peso molecular de 46 g/mol.
- Es totalmente soluble en agua, éter o alcohol, ya que presenta una corta cadena carbonada.
- Es un ácido natural relativamente fuerte, a pesar de ello se corroe fácilmente ante la presencia de oxidantes suaves.
- En altas temperaturas intensas se descompone al calentarse, y en reacción con ácidos fuertes obtienes monóxido de carbono.
- Puede originar riesgos de incendios o explosión en reacción violenta con bases y ácidos fuertes.
- Puede acabar con algunos metales y plásticos.
- Se obtiene por varios métodos de síntesis orgánica y también como subproducto de otras.
- En contacto con ojos, piel y el tracto respiratorio, puede ser una sustancia muy corrosiva, ocasionando acidosis o edema pulmonar.

1.1.2.PROPIEDADES FISICO-QUIMICA DEL ACIDO FORMICO

Algunas de las propiedades del ácido fórmico se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 2: Propiedades físicas y químicas de HCOOH.

Forma	Liquido
Color	Incoloro
Densidad Relativa de mezcla vapor/aire 20°C (aire=1)	1.03
Densidad Relativa (agua=1) (g/cm ³)	1.22
Densidad Relativa de vapor (aire=1)	1.6
Peso Molecular	46.03
Presión de vapor a 20°C (hPa)	42.00 a 20°C / 169.99 a 50°C
Punto ebullición (°C)	101
Punto de inflamación (°C)	49.5°C copa cerrada
Temperatura de autoignición (°C)	520
Temperatura crítica (°C)	307
Punto de fusión (°C)	8.2 – 8.4
Presión crítica (atm)	72.9
Factor compresibilidad	0.19
Calor de vaporización al punto de ebullición normal (cal/mol)	5240
Entalpia de formación estándar (298K) (kcal/mol)	-90.49
Solubilidad en agua (ml/100ml) a 20°C)	Miscible
Límite inferior de explosividad, % en volumen en el aire.	18
Límite superior de explosividad, % en volumen en el aire.	57
Ph	2.2 (a 2.2 g/l i 20°C)

Nota: adaptado (Borja et al., 2016)

Su almacenamiento y transporte se debe realizar en tanques de acero inoxidable 316.

1.2 USOS DEL ACIDO FORMICO

- Actualmente se usa en la industria para quitar el pelo del cuero, teñir y broncear.
- En la industria de pinturas.
- En producción de caucho como coagulante.
- En la ganadería industrial se usa como agente antibacteriano y conservante para su alimentación, su aplicación en ensilado de piensos, para fomentar la fermentación de ácido láctico e impedir la formación de ácido butírico.
- En la industria avícola se utiliza para erradicar la bacteria *E.coli*.
- En la Industria farmacéutica se usa en la producción de medicinas para quitar verrugas, callosidades y las imperfecciones de la piel causada por el VPH. Además, para prever trastornos de gases intestinales, cabe mencionar que existen investigaciones para usar o reemplazar los antibióticos incluidos en el alimento.
- En limpieza se emplea como sustituto de ácidos minerales.
- En la industria del petróleo y gas se utiliza en las perforaciones como fluido estimulante para los pozos de petróleo o gas a altas temperaturas, optimizando y reduciendo la corrosión.
- En la limpieza del acero.
- En la apicultura es empleado como acaricida para contrarrestar al *Acarapisosis* y la acaros *Varroa*.
- En la acuicultura es empleado en camarones como suplemento en su dieta, permitiendo reducir los brotes de *vibriosis luminosa*, esta enfermedad perjudica de manera considerable a la crianza de camarones.
- En la industria papelera se está experimentando con la aplicación de ácido fórmico, se busca reemplazar el sulfito por ácido fórmico en su elaboración en China.

- Según estudios realizados en la actualidad se busca utilizar el ácido fórmico en pilas de combustible y baterías. (Pereira, et al.,2016).

1.3 MATERIAS PRIMAS E INSUMOS PRINCIPALES

1.3.1 DIOXIDO DE CARBONO

Este es un gas ligeramente tóxico, incoloro e inoloro. Es más pesado que el aire en 1,4 veces, se evapora a -78 °C a presión atmosférica y ocasionalmente reacciona violentamente con bases fuertes en altas temperaturas. Es un gas esencial en nuestro planeta, puesto que es necesario para la realización de la fotosíntesis de las plantas,

Su aplicación es muy amplia en diferentes sectores industriales como por ejemplo en la industria de alimentos, en producción de extintores de incendios, desengrasado del cuero, tratamientos estéticos, expansión de la espuma de poliuretano, lavado de pulpa y además se emplea como fluido supercrítico. Este compuesto es uno de los más propagados por el hombre, el cual se produce en todo el mundo. Una de las consecuencias debido a lo mencionado, se produce el incremento del fenómeno conocido como Efecto Invernadero. Este compuesto ha cooperado en alta medida hacia la variación climática global, debido a que este gas es uno de los principales gases en el efecto invernadero el cual está presente en la atmósfera.

Uno de los principales responsables de las emisiones de CO₂ es la generación de energía por medio de la combustión de combustibles fósiles.

Por lo menos existen tres vías para reducir la cantidad de CO₂ en la atmósfera:

- El decrecimiento directo de las emisiones de CO₂.
- El apresamiento y acumulación de CO₂ (CCS).
- Utilización del CO₂.

La transformación bioquímica o química de CO₂ a partir de biomasa es una alternativa tecnológica muy interesante para la conversión de grandes cantidades de CO₂ en productos químicos utilizables y viables para el medio ambiente y la industria.

1.3.1.1 Usos de Dióxido de Carbono

Usos Convencionales:

- Recuperación mejorada de petróleo
- Propulsar el rendimiento para la producción de Urea
- Aplicación en la industria de gas y petróleo.
- Bebidas gasificadas o carbonatadas.
- Producción de vinos.
- La elaboración de alimentos, conservación y envasado.
- Café descafeinado
- Industria farmacéuticos
- Horticultura
- Pulpa y proceso de papel
- Tratamiento de agua
- Inertización
- Fabricación de acero
- Metalistería
- CO₂ crítico como disolvente
- Electrónica

- Neumática
- Soldadura
- Gas refrigerante
- Tecnología de extintores o supresión de incendios

Usos emergentes:

- Restauración de yacimientos de carbón mejorado de metano
- Sistemas geotérmicos mejorados (EGS) - CO₂ como fluido de trabajo
- Generación de energía - CO₂ como fluido de trabajo.
- Procesamiento de polímeros (producción de policarbonatos)
- Síntesis química (no introduce polímeros y combustibles líquidos / hidrocarburos)
- Algas: bio-fijación
- Mineralización: con sales como carbonato de calcio, bicarbonato de sodio, carbonato de magnesio, cemento curado con CO₂, tratamiento de residuos de bauxita
- Combustibles líquidos: metanol renovable, *ácido fórmico*, gasolina (con microorganismos modificados), síntesis de metanol convencional,

1.3.2 DISPONIBILIDAD DE DIOXIDO DE CARBONO

La industria nacional pesada es una fuente cuantiosa de dióxido de carbono, debido a que la mayoría genera su energía térmica y eléctrica por la combustión de combustibles fósiles como gas, residuales del petróleo, bagazo, carbón y otros.

Sobresale la industria del cemento que en promedio produce 0.8 toneladas de CO₂ por tonelada de cemento producido (Revistas PUCP, s.f.).

De manera similar la industria azucarera emite en la etapa de producción

de 1.5 a 2.2 toneladas de CO₂ por tonelada de azúcar (Aquino, Cuevas y Carrillo, 2008). La industria del acero está en el rango de las azucareras debido a que estas emiten cerca de 2.245 toneladas de dióxido de carbono por producción de tonelada de acero.

Puesto que los casos anteriores y otras industrias que generadoras de dióxido de carbono en sus chimeneas, este tiene que ser separado por distintos métodos industriales disponibles.

Las industrias de producción de alcohol etílico y cervecerías también producen grandes cantidades de dióxido de carbono, siendo esta última que lo recupera y lo utiliza en el envasado de cerveza. En cambio, en la industria de destilación de etanol no se recupera. Una destilería produce teóricamente 75.56 kg de CO₂ por 100 litros de etanol producido en la etapa de fermentación. Esto quiere decir que una destilería de 60000 litros por día emite 45 toneladas de CO₂ diariamente (Domenech et al., 2011). En la etapa de fermentación en la industria cervecera se elimina 17.66g de dióxido de carbono por cada botella de 330 cm³. La ventaja del dióxido de carbono proveniente de las fermentaciones alcohólicas es que tienen una pureza mayor al 99%, y con procesos de purificación se puede lograr purezas de 99.95%.

Por lo tanto, se considera para el proyecto que hay suficiente materia prima para ser usada como materia prima para la producción de ácido fórmico. En el caso de dióxido de carbono proveniente de la combustión este tendrá que ser purificado. Para el caso del dióxido de destilerías es más recomendable por su alta pureza.

1.4 ANALISIS DEL MERCADO

1.4.1 DEMANDA HISTORICA DE ACIDO FORMICO COMO PRODUCTO FINAL

La demanda de un producto final obedece a la fórmula:

Ecuación 1.

$$D = P + I - E$$

Es decir, la suma algebraica de producción (P) más importaciones (I) menos las exportaciones (E). En el caso del ácido fórmico que no se produce ni se exporta, la demanda es solo representa a las importaciones realizadas.

En la Tabla 3 Se detalla importaciones realizadas por nuestro país en los últimos 10 años.

Tabla 3: Importaciones y precio CIF del ácido fórmico del 2009 – 2019, kg/año.

AÑO	Kilogramos	US dólar/kg
2009	813704	1.02
2010	1250030	0.94
2011	1271386	0.96
2012	1693581	1.03
2013	1530316	1.00
2014	1567922	0.82
2015	1743095	0.76
2016	504062	0.73
2017	524215	0.83
2018	283133	1.16

Nota: adaptado de <http://www.aduanet.gob.pe/cl-ad-itestadispartida/resumenPPaisS01Alias>. (Sunat,2019).

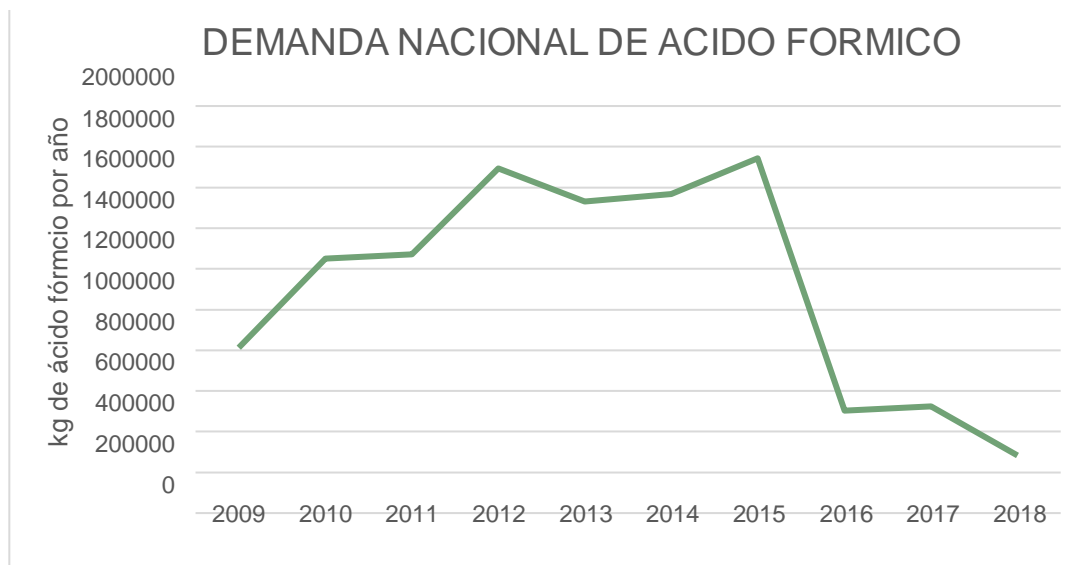


Figura 2: Demanda histórica de ácido fórmico en base a las importaciones.

Nota: Elaborado propia, 2019.

De acuerdo a los datos mostrados en la Tabla 3 y Figura 2 la demanda ha venido disminuyendo en los últimos años, y por lo tanto aparentemente no justificaría la idea de instalación de una planta de producción de ácido fórmico.

1.4.2 DEMANDA DE ACIDO FORMICO COMO FUENTE DE HIDROGENO

El ácido fórmico puede ser un medio muy beneficioso para el almacenamiento de hidrógeno que podría ser utilizado en pilas de combustible o quemado directamente. Como se muestra en la Figura 3, la densidad de energía que tiene el ácido fórmico, mediante su uso en una pila de combustible de ácido fórmico, es bastante útil en comparación con otros métodos de almacenamiento que actualmente se utilizan.

La densidad de energía recuperable que estaría utilizable a mediante la combustión de metano, etileno, o metanol, o el uso de ácido fórmico en las pilas

de combustible, es más beneficiosa que las convencionales tecnologías de almacenamiento de energía (Como se muestra en la de escala logarítmica).

La producción de metanol, etileno y metano por reducción electroquímica del CO₂ requieren más energía eléctrica que para producir ácido fórmico y CO. Además, el ácido fórmico como el monóxido de carbono se venden aproximadamente a 874 euros por tonelada de producto y necesitan aproximadamente 2500 kWh/ton para su producción a través de la transformación electroquímica de CO₂. Dado a que el monóxido de carbono es complicado de almacenar y transportar, y, por lo cual, el ácido fórmico es un enfoque más práctico y lo hace un producto deseable. (Lara, 2016).

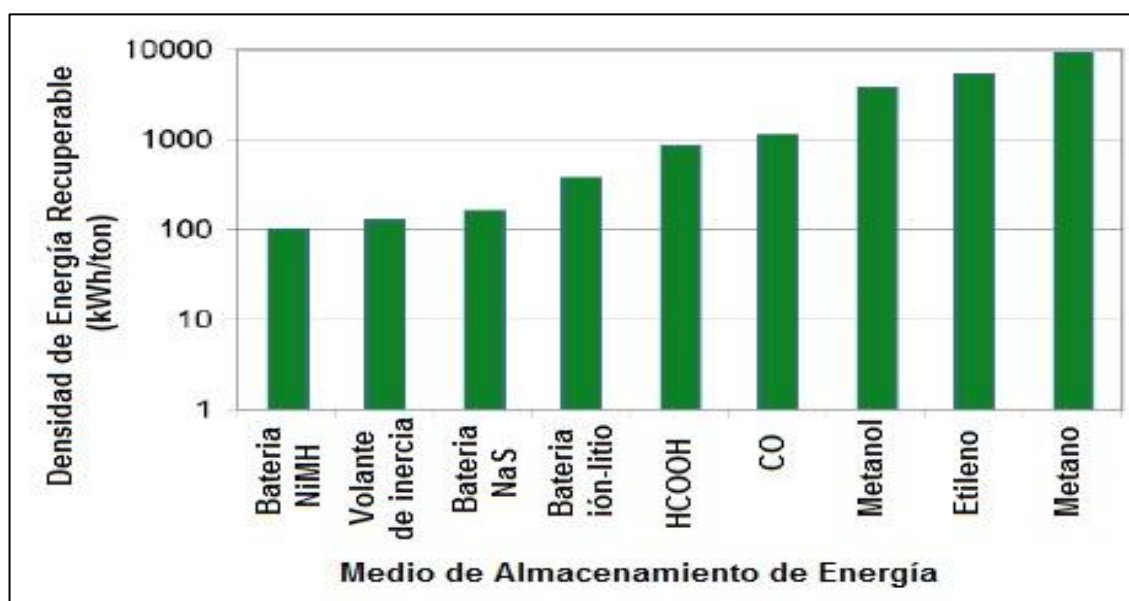


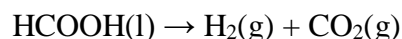
Figura 3: Los productos obtenidos a partir de los procesos de conversión de CO₂ electroquímicos tienen mayormente más densidad de energía que otras tecnologías de almacenamiento de energía.

Nota: Adaptado de Lara, 2016.

Por lo tanto, dado la alta demanda futura del uso de baterías de combustión basadas en consumo de hidrogeno, se hará el estudio de mercado proyectado de

su uso en esta área tecnológica. De la formula química del ácido fórmico el porcentaje en peso de hidrogeno es 4.347%.

La reacción de descomposición del ácido fórmico es:



Esta propiedad permite que el ácido fórmico sea considerado como un modo seguro de almacenar hidrógeno.

El estudio de mercado que se presenta a continuación se basa en el uso de celdas de combustión, la cual tiene una de sus grandes aplicaciones en abastecer energía eléctrica a automóviles, con celdas de combustión que usan hidrógeno. Esta es una pila o batería electrolítica, al igual que una celda electrolítica, está formada por ánodo, cátodo y electrolito. Las pilas de combustible es una opción viable a los motores de combustión, debido a la disminución emisiones y a una mayor eficiencia, debido a que puede alcanzar intervalos de 60-70 %. Además, una de las ventajas es el silencio y la omisión de vibraciones con las funcionan las celdas de combustible, debido a ello reduciría la contaminación ambiental y en efecto disminuir considerablemente la contaminación acústica. (Sinigaglia et al., 2017).

En la Tabla 4 muestra algunos de los últimos datos de automóviles que aparecen en el mercado. Se está obteniendo una mejora de la autonomía por medio de la disminución de costos de hidrógeno por kilómetro recorridos y alcanzando depósitos más amplios. Ciertamente, en la actualidad un vehículo propulsado con hidrógeno puede desafiar, en aspecto de autonomía, con un vehículo de motor de combustión.

Tabla 4: Capacidad y consumo de algunos vehículos de pila de hidrogeno usados actualmente.

	Año	Capacidad del depósito (kg)	Autonomía (km)	Mol H₂/Km
Toyota Mirai	2016	5	502	4.98
Hyundai Tucson	2017	5.6	426	6.57
Toyota Nexa	2018	6.3	800	3.93

Nota: Adaptado de Romero, 2018

En el estudio de mercado se va a considerar que en los próximos años se reemplazaría 2% del consumo de gasolina por hidrogeno en autos eléctricos con celdas de combustión. En los cálculos se considera:

Ácido fórmico: abastece 4% en peso de hidrogeno

1 kg de hidrogeno = 2.78 kg de gasolina (Asociación Española de hidrogeno, www.aeh2.org)

1.4.3 DEMANDA HISTÓRICA Y PROYECTADA DE GASOLINA

En la Tabla 6 se presentan los datos históricos de la demanda de gasolinas en nuestro país. En la Figura 4 se representan estos datos y la proyección para 10 años, es decir 2028.

Tabla 5: Demanda histórica de gasolinas en el Perú

AÑO	MBPD*	Kg/día**	Ton/año
2009	31.20	3372707.52	1231038.2
2010	34.13	3689439.348	1346645.4
2011	34.28	3705654.288	1352563.8
2012	35.72	3861317.712	1409380.9
2013	36.01	3892666.596	1420823.3
2014	37.45	4048330.02	1477640.4
2015	42.16	4557479.136	1663479.9
2016	45.38	4905559.848	1790529.3
2017	48.02	5190942.792	1894694.1
2018	54.36	5876294.256	2144847.4

Nota: Adaptado de

http://www.osinergmin.gob.pe/empresas/hidrocarburos/Paginas/SCOPDOCS/scop_docs.htm

Osinergmin, 2019.

*Incluye gasolinas y gasoholes

** 1 barril = 42 galones, densidad: 680 kg/m³, 1 galón = 3.785 litros

Según los datos proyectados, la demanda nacional de gasolinas para el 2028 será de 2.9 millones de toneladas por año.

1.4.4 DEMANDA PROYECTADA DEL EQUIVALENTE DE ÁCIDO FÓRMICO

Las bases para este cálculo son:

Ácido fórmico: abastece 4.35% en peso de hidrogeno

1 kg de hidrogeno = 2.78 kg de gasolina

Para el 2028 si consideramos sólo un reemplazo de 0.1% de las gasolinas por uso de pilas de combustible.

Gasolina a reemplazar: $0.001 \times 2\,900\,000 \text{ ton/año} = 2900 \text{ ton/año}$

Equivalente a hidrogeno: $2900/2.78 = 1043.16 \text{ ton/año}$

Equivalente a ácido fórmico: $1043.16/0.0435 = 23981 \text{ ton/año}$

Por lo tanto, la demanda proyectada para el año 2028, con un criterio muy conservador de solo reemplazar 0.1% del consumo de combustible, sería de 23981 toneladas por año.

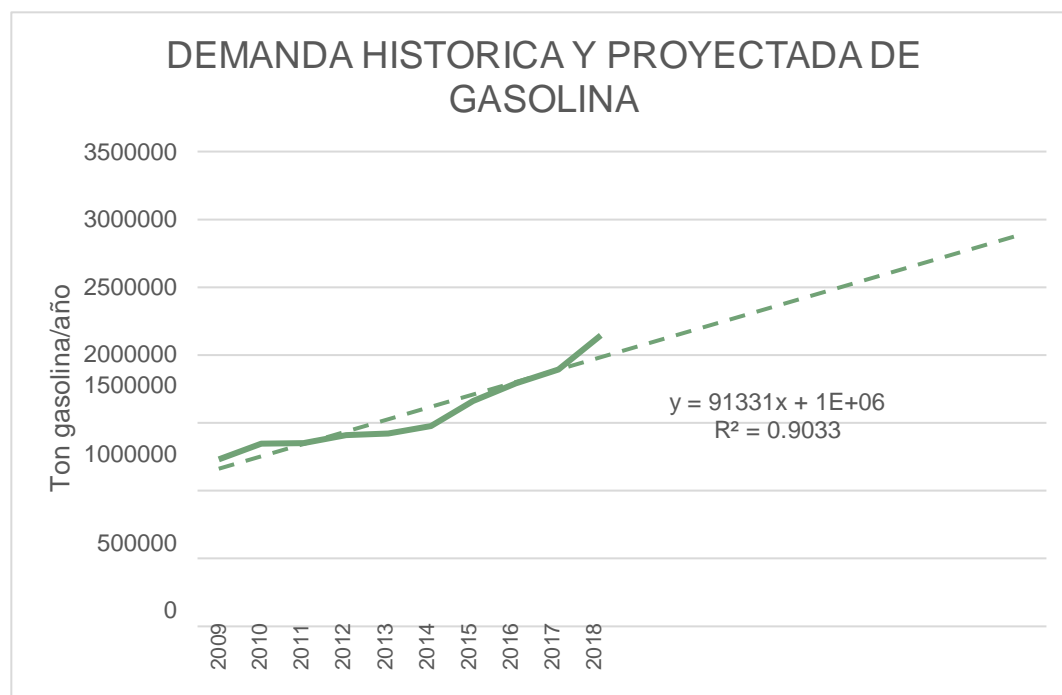


Figura 4: Demanda histórica y proyectada de gasolina.

Nota: Elaboración propia, 2020.

1.4.5 OFERTA HISTÓRICA Y PROYECTADA

Nuestro país no es productor de ácido fórmico, por lo tanto, se considera que la oferta histórica y proyectada es nula. Las importaciones que existen

actualmente cubren solo algunas necesidades de algunos consumidores nacionales.

1.4.6 DEMANDA INSATISFECHA PROYECTADA

Puesto que no se cuenta con oferta, se considera que la demanda insatisfecha proyectada es matemáticamente igual a la demanda proyectada. Entonces, considerando en reemplazar solo el 0.1% de las gasolinas para el 2028 se tendría una demanda insatisfecha de ácido fórmico de 23981 ton/año.

1.5 TAMAÑO DE LA PLANTA DE ACIDO FORMICO

- **Tecnología:** Se cuenta con una tecnología de producción de ácido fórmico por conversión directa de dióxido de carbono es una tecnología nueva que está en fase de planta piloto en mejoras de mayor rendimiento. Se considera factor limitante.
- **Materia Prima:** Nuestra principal materia prima es el dióxido de carbono, el cual está disponible como residuo gaseoso en una variedad de plantas industriales, en especial destaca por su pureza el dióxido de carbono que proviene de las destilerías, y por lo tanto no es un factor limitante.
- **Mercado:** el mercado potencial definido en este proyecto es la industria automotriz que en un futuro muy próximo estarán usando al hidrogeno como fuente de combustible, y donde el ácido fórmico es una alternativa como almacenamiento de este combustible. Por lo tanto, el tamaño inmenso del parque automotor asegura un gran mercado. Este tampoco es un factor limitante.
- **Capital:** respecto a la inversión, se considera que habrá inversionistas interesados en este proyecto, debido a que es la industria automotriz está comenzando a utilizar autos eléctricos.

El mercado potencial es muy grande. Considerando solo reemplazar 0.1% del consumo proyectado de gasolina para el 2028, se tendría un mercado de 23981 ton.

Por ser la tecnología un factor limitante, se considera cubrir parte de la demanda proyectada, es decir instalar una planta industrial de 20000 toneladas por año de ácido fórmico.

Para estar de acorde con el tamaño de plantas industriales estándares se toma el tamaño definitivo de 20000 ton. Operando en forma continua 8000 horas por año, se tendría una capacidad nominal de 2500 kg/hr.

1.6 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO

En el estudio de mercado se concluye que en el año 2028 existiría un mercado potencial para consumir ácido fórmico de 23981 toneladas/año para ser consumido por la industria de construcción de baterías de hidrogeno.

Existirá suficiente materia prima, es decir dióxido de carbono, que normalmente es un residuo gaseoso en las industrias de fermentación como las cerveceras o destilerías.

En esa base se va a considerar instalar una planta industrial de 20000 toneladas al año, que operaria continuamente con 8000 horas al año significaría la capacidad nominal de 2500 kg/hr.

1.7 LOCALIZACION DE LA PLANTA

1.7.1 MACRO-LOCALIZACION

Para su macro-localización se considera dos factores muy importantes: la disponibilidad de materia prima y el mercado.

Materia prima: La planta de producción de requiere como materia prima principal dióxido de carbono. Este gas residual puede provenir de las chimeneas de las grandes industrias instaladas en diferentes lugares de nuestro país. Pero, más

conveniente y con mayor pureza se podría obtener de las destilerías de alcohol o cervecerías. En el caso de destilerías, estas están ubicadas en La Libertad, Lambayeque y Piura. De todas estas regiones destaca Piura, donde se encuentran las destilerías de etanol con mayor producción a nivel nacional (Banco Central de Reserva del Perú, 2018).

Mercado: el mercado tiene una influencia en la selección del lugar de ubicación de la planta. Los posibles grandes consumidores serán los que se dediquen a la fabricación de baterías de hidrogeno para la industria automotriz. Lima, en este caso el lugar más recomendable porque se asume que la futura planta de producción de baterías estará en estas zonas.

Tabla 6: Matriz de comparación cuantitativa de factores de Macro localización.

N°	FACTOR	PESO RELATIVO	LIMA	Pr1	PIURA	Pr2	LAMBAYEQUE	Pr3	LA LIBERTAD	Pr4
1	Cercanía de la materia prima	30%	2	0.6	5	1.5	2	0.6	1	0.3
2	Suministro de servicios Energía	10%	3	0.3	4	0.4	1	0.1	3	0.3
3	Suministro de servicios Agua	10%	4	0.4	4	0.4	1	0.1	2	0.2
4	Suministro de servicios Eliminación de desechos), Disponibilidad	10%	4	0.4	5	0.5	4	0.4	4	0.4
5	de terrenos industriales	20%	1	0.2	4	0.8	1	0.2	1	0.2
6	Mercado	20%	4	0.8	5	1	1	0.2	4	0.8
	TOTAL	100%		2.7		4.6		1.6		2.2

Nota. Elaboración propia 2021.

Se muestra en la tabla 6, departamento de Piura obtuvo el más alto puntaje de 4.6, sucesivamente Lima, La libertad y Lambayeque. En la evaluación de Lima los factores con mayor puntaje fueron: Suministro de servicios de agua y el

mercado, dado que se concentra la mayor parte de oferta y demanda. Piura sobresale por la disponibilidad de materia prima, puesto que el porcentaje de producción de etanol es mayor a los demás departamentos, cercanía de terrenos, por sus corredores industriales, y proximidad al puerto de Paita y eliminación de desechos.

De los dos departamentos de las alternativas obtuvieron mayor puntuación que son Lima y Piura, en la evaluación Piura los factores con mayor puntaje basados en que el dióxido de carbono es un subproducto de las destilerías con una pureza mayor a 99%, lo cual disminuiría el costo de purificación, se decide instalar la planta en ácido fórmico en la región Piura.

1.7.2 MICRO-LOCALIZACION

Teniendo en cuenta que la macrolocalización define al departamento de Piura para la localización de la planta industrial, a continuación, se analizarán los posibles lugares en Piura para la producción de ácido fórmico, de acuerdo a la producción de tres grandes destilerías:

- Sucroalcolera del Chira S.A.: 350000 litros por día
- Maple Etanol, Paita: 400000 litros por día
- Agroaurora, Sullana: 400000 litros por día

Tabla 7: Matriz de Comparación cuantitativa de factores de Micro localización.

N°.	FACTORES	PESO RELATIVO	SULLANA	Pr1	PAITA	Pr2
1	Cercanía de la materia prima	35%	4	1.4	4	1.4
2	Acceso a vías principales	15%	3	0.45	3	0.45
3	Coste de los locales industriales (dólares/m2)	10%	2	0.2	2	0.2
4	Disponibilidad de insumos	25%	4	1.00	2	0.5
5	Disponibilidad de corredores industriales	15%	3	0.45	3	0.45
	TOTAL	100%		3.50		3.00

Nota: Elaboración propia, 2021.

Técnicamente se produce 1.21 kg de dióxido de carbono por litro de etanol, por lo una destilería de 400000 litros estaría produciendo 484314.805 kg/día o 20179.8 kg/hr. Por lo tanto, cualquiera de ellas estaría en la capacidad de abastecer dióxido de carbono de alta pureza, como se observa en la tabla 7.

De las mencionadas, Sucroalcolera del Chira S.A. pertenece al grupo Caña Brava que administras tres empresas del Grupo Romero. Una de ellas es Bioenergía del Chira S.A. responsable de la generación de la energía eléctrica a partir de bagazo.

En el presente proyecto se considera la compra de hidrogeno. Una alternativa para disminuir su costo es producirlo in situ, lo cual sería a través de por ejemplo la electrólisis del agua utilizando energía de bajo costo.

Por esa razón tan importante para mejorar la economía del proceso se decide instalar con posterioridad una planta de producción de ácido fórmico en Sullana por la cercanía de la Sucroalcoholera del Chira S.A.

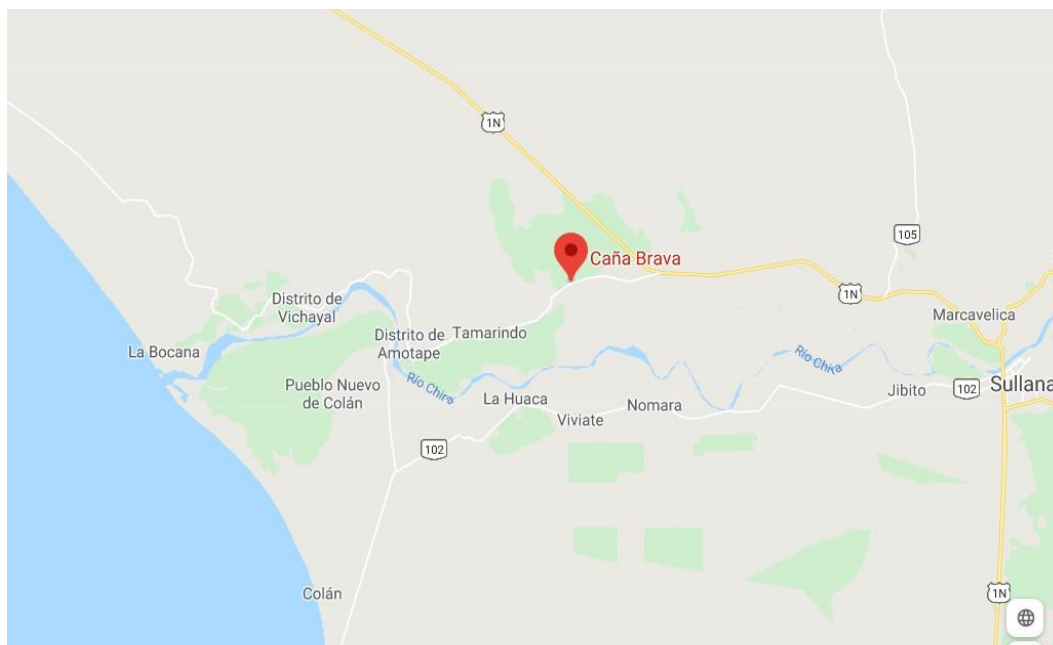


Figura 5: Ubicación geográfica en las cercanías de la Sucroalcoholera del Chira S.A

Nota: Adaptado de Google Maps.



Figura 6: Espacios disponibles en el Ignacio escudero, San José.

Nota: Adaptado de Google satélite Maps.

CAPITULO II

INGENIERÍA DE PROYECTO

En este capítulo se realiza el estudio de ingeniería del proyecto. En la cual incorpora una explicación detallada del proceso, como balance de masa y energía, la descripción minuciosa de los principales equipos de proceso, además la distribución de la planta y las consideraciones ambientales que se tendrá en cuenta por la instalación en una posterioridad de la planta de producción de ácido fórmico a partir de reacción directa del dióxido de carbono.

2.1 PRINCIPALES PROCESOS DE PRODUCCION DE ACIDO FORMICO

Desde un punto de vista global se puede considerar:

- Métodos Convencionales de Producción de ácido fórmico
- Producción de ácido fórmico mediante hidrogenación de dióxido de carbono

2.1.1 Métodos Convencionales de Producción de Ácido Fórmico

Existen los siguientes procedimientos:

- a) Hidrólisis de formiato de metilo
- b) Oxidación de hidrocarburos
- c) Hidrólisis de formamida
- d) Preparación de ácido fórmico libre a partir de formiatos alcalinos.

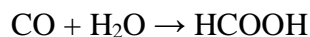
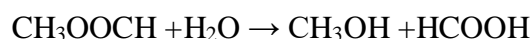
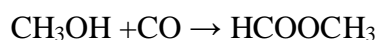
Además, los podemos encontrar en co-producto en diferentes procesos industriales: Como ejemplo, en la producción u obtención de ácido acético por medio de oxidación de nafta o butano.

Hacia el año 2000, la producción de ácido fórmico se realizaba mediante hidrólisis de formiato de metilo (49%), acidólisis de formiatos alcalinos (26%), subproducto

de la oxidación de hidrocarburos (22%) e hidrólisis de formamida (3%). (Bailón, 2014).

a) Hidrólisis de formiato de metilo

Se basa en procesos de diferentes etapas: La primera es Carbonilación de metanol con monóxido de carbono, y la segunda hidrólisis del formiato de metilo con formación de ácido fórmico y metanol. El metanol es recirculado a la primera etapa.



Para este proceso, en el mundo existe tres empresas licenciadas:

- **BASF**
- **Kemira-Leonard**
- **URSS**

El proceso BASF se detalla en la Figura 7. En este proceso la hidrólisis es realizada con un gran exceso de agua (5 mol de agua por mol de formiato de metilo) para manejar el equilibrio en dirección de la formación de ácido fórmico. El agua es separada por extracción líquido-líquido con una amida secundaria.

En este proceso, el monóxido de carbono y metanol reaccionan en el reactor de formiato de metilo (a) en la asistencia de metóxido de sodio. El formiato de metilo es alimentado, como un destilado, de la columna de formiato de metilo (b) dentro del reactor de ácido fórmico (c) adyacente con el formiato de metilo reciclado. El metanol y el catalizador disuelto son retirados del fondo de la columna (b) y retornados al reactor (a); los productos de descomposición del catalizador son descargados por cristalización. En dicho reactor (c), el formiato

de metilo es hidrolizado con sobrante de agua a temperatura elevada y presión aumentada.

El producto de la reacción es ingresado al separador flash en la columna de bajo punto de ebullición (d). El formiato de metilo es removido como el destilado, con metanol como corriente lateral, y solución acuosa de ácido fórmico se retira del fondo hacia a la unidad de extracción (e). Aquí, el ácido fórmico y algo del agua son extraídos por la amida secundaria. La mayoría del agua (libre del ácido fórmico) es reciclado al reactor (c).

El extracto, una mezcla del agente de extracción, ácido fórmico y algo de agua es destilado en la columna de deshidratación (f). Esta se destila agua a través de la cabeza para obtener la concentración de ácido fórmico requerida en la columna de ácido puro (g). La columna es operada al vacío. El agente de extracción es reciclado del fondo de la columna (g) a la unidad de extracción (Reutemann, 2012).

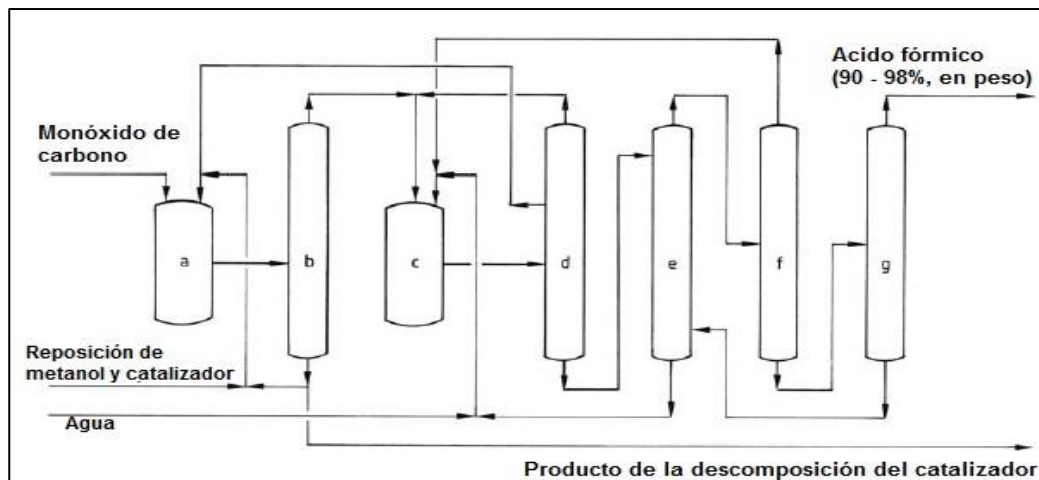


Figura 7: Proceso BASF para producción de ácido fórmico por hidrólisis de formiato de metilo.

Nota: Adaptado de Reutemann, 2012.

El proceso Kemira-Leonard se detalla en la Figura 8. En este proceso, monóxido de carbono comprimido y metanol son convertidos en formiato de metilo en el reactor (a). El catalizador es alimentado dentro del reactor en una solución de metanol. La descarga del reactor (a) es flasheada y alimentado dentro de la columna de formiato de metilo (b) del cual el formiato de metilo es retirado como destilado. El metanol y el catalizador diluido es retornado hacia el reactor; y el catalizador inactivado (esencialmente formiato de sodio) es cristalizado y descargado.

Los gases de purga de la columna (b) y del reactor (a) son quemados. El formiato de metilo reacciona parcialmente con agua en el reactor preliminar (c), y la descarga del reactor preliminar se alimenta al reactor principal (d) junto con formiato de metilo reciclado, metanol y agua. La descarga del reactor es flasheada a aproximadamente a presión atmosférica en el tanque flash (e); formiato de metilo, metanol y pequeñas cantidades de ácido fórmico evaporadas en este proceso son recicladas al reactor principal (d).

El formiato de metilo y metanol estas son destilados al vacío en una columna de separación del ácido (g). La concentración que se puede lograr en el fondo de la columna es 85% de ácido fórmico. El agua es destilada en la cabeza de la primera columna de producto (h). El producto de fondo es concentrado aún más en la segunda columna de producto (i), en la cual se retira ácido fórmico con una concentración máxima de 98% en peso. El producto de fondo es reciclado a la primera columna de producto (h).

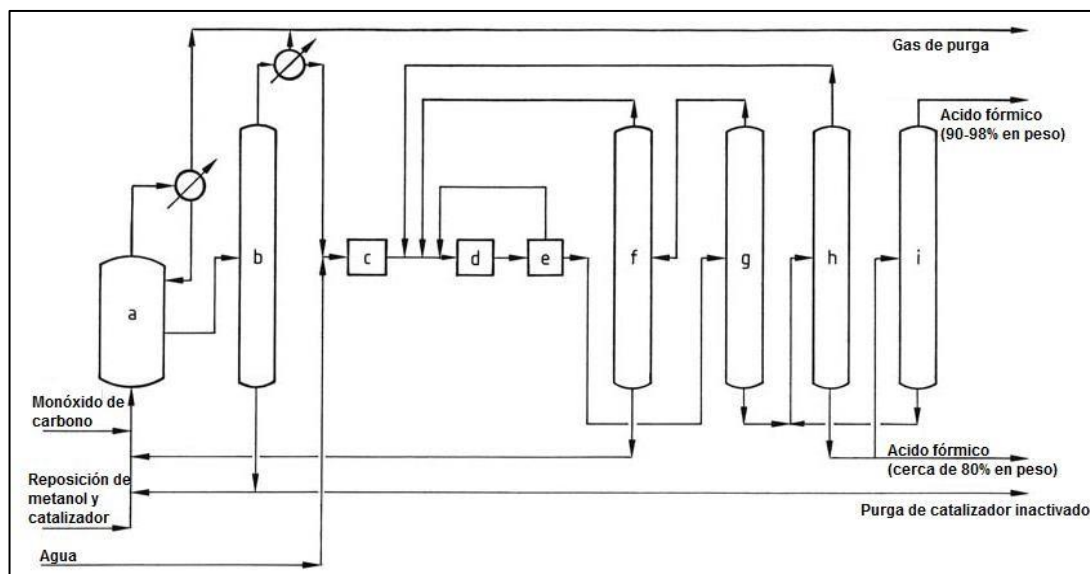


Figura 8: Proceso Kemira-Leonard para producción de ácido fórmico por hidrólisis de formiato de metilo.

Nota: Adaptado de Reutemann, 2012.

El proceso USSR se detalla en la Figura 9. En este proceso el monóxido de carbono reacciona con metanol en el reactor de columna (a), en la presencia del catalizador y un estabilizador, a cerca de 3 MPa, para producir formiato de metilo. La separación en formiato de metilo (destilado) y metanol más el catalizador se realiza en columna de formiato de metilo (b) a 0.2 MPa. El gas agotado producido es parcialmente reciclado. En el reactor (c), el formiato de metilo es hidrolizado con agua en diferentes etapas; en la primera etapa, un intercambiador catiónico ácido empaquetado es usado como catalizador (f), en el cual parcialmente hidroliza el formiato de metilo.

En una segunda etapa, la hidrólisis es realizada por auto catálisis por el ácido fórmico obtenido en la primera etapa. El metanol y el formiato de metilo son destilados del producto de hidrolisis en la columna de bajo punto de ebullición (d); estos compuestos son separados, junto con la mezcla de reacción de carbonilación, en la columna de formiato de metilo (b). Ácido fórmico acuoso es

retirado del fondo de la columna (d) y es deshidratado en la columna de ácido fórmico (e) bajo presión. Ácido fórmico con una capacidad de 85% en peso es retirado en la corriente lateral, y la concentración puede ser aumentada incluso hasta un nivel de 98% en la columna situado a continuación.

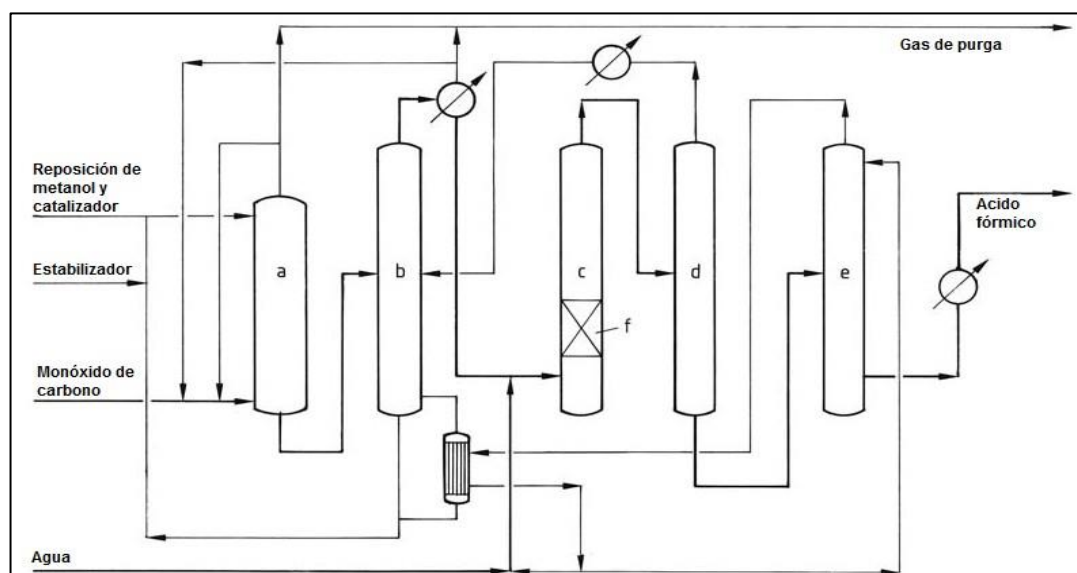


Figura 9: Proceso URSS para producción de ácido fórmico por hidrólisis de formiato de metilo.

Nota: Adaptado de Reutemann, 2012

b) Oxidación de hidrocarburos

El ácido fórmico es producido como un subproducto en la oxidación en fase líquida de hidrocarburos a ácido acético. En uno de los posibles procesos, el butano es usado como hidrocarburo, y aproximadamente 50 kg de ácido fórmico es producido por tonelada de ácido acético. Los hidrocarburos sin reaccionar, constituyentes volátiles neutros, y el agua son separados primero del producto de la oxidación. El ácido fórmico es separado en la siguiente columna; generalmente se utiliza una destilación azeotrópica para este propósito. Las materias primas preferidas para este proceso son benceno o hidrocarburos clorados. El ácido

fórmico obtenido es de aproximadamente 90% de pureza, y es posible conseguir hasta 98% con más destilación.

c) Hidrolisis de la formamida

El ácido fórmico se produce de esta manera en un proceso de tres etapas. En la primera etapa, el metanol se carbonila a formiato de metilo, en la siguiente etapa, la formamida se produce por amonólisis del formiato de etilo, y en la tercera etapa, se usa ácido sulfúrico para hidrolizar la formamida a ácido fórmico y sulfato de amonio. Hace cuarenta años, alrededor de la tercera parte de la producción de ácido fórmico se obtuvo de esta manera, pero debido a la mejora de la ruta del formiato de metilo, ha perdido la mayor parte de su participación.

d) Preparación de ácido fórmico libre de formiatos

Los formiatos se obtienen como subproductos en la producción de alcoholes polihídricos. La reacción de los formiatos con ácidos minerales fuertes es el proceso más antiguo conocido para producir comercialmente ácido fórmico. Si los formiatos o el hidróxido de sodio están disponibles a bajo precio o se producen como subproductos en otros procesos, el ácido fórmico aún puede producirse económicamente de esta manera (Robledo, 2012)

2.1.2 PRODUCCIÓN DE ÁCIDO FÓRMICO POR HIDROGENACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO

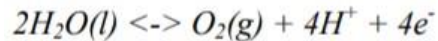
Existen dos métodos: por reducción electroquímica del dióxido de carbono y por hidrogenación catalítica del dióxido de carbono.

a) Reducción electroquímica del dióxido de carbono

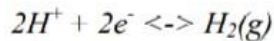
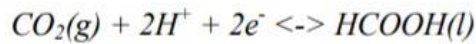
Según la Figura 10 el proceso comienza con la alimentación de dióxido de carbono y agua, los cuales ingresan al reactor electroquímico y están continuamente reciclando en el proceso.

Las reacciones en el reactor electroquímico son:

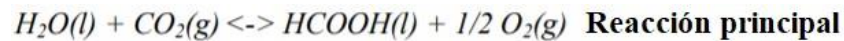
Ánodo:



Cátodo:



Total:



Entonces se tiene una mezcla de CO₂, H₂O, HCOOH e H₂ saliendo del cátodo y O₂ mezclado con el anolito (KCl) saliendo del ánodo. A fin de aumentar la conductividad en ambos lados del reactor, se utiliza un electrolito. H₂SO₄ 1M se usa en el ánodo y solución de NaCl 2 M en el cátodo. También a fin de favorecer la reacción principal, se mezcla KCl con el agua desionizada que ingresa al cátodo.

La eficiencia del reactor electroquímico es de 15% por paso y la selectividad es de solo 0.15, es decir que por cada 100 moles de HCOOH formados en la reacción principal, habrá 15 moles de H₂ que se forma en la reacción secundaria.

El separador 1 divide la corriente de salida del catodo en una corriente gaseosa (CO₂ e H₂) y una corriente líquida (H₂O y HCOOH). El compresor 2 comprime la mezcla hasta 50 bar, y la membrana separa el H₂ del CO₂ con una eficiencia de 85%. En el separador 2 separa el gas del líquido de modo que el anolito es recirculado de regreso al reactor. El compresor 1 comprime el oxígeno a 4 bar para ser transportado. El destilador hace que la mezcla con 10% de

HCOOH salga con una pureza de 85% evaporando la mayor cantidad de agua, la cual se regresa al reactor electroquímico.

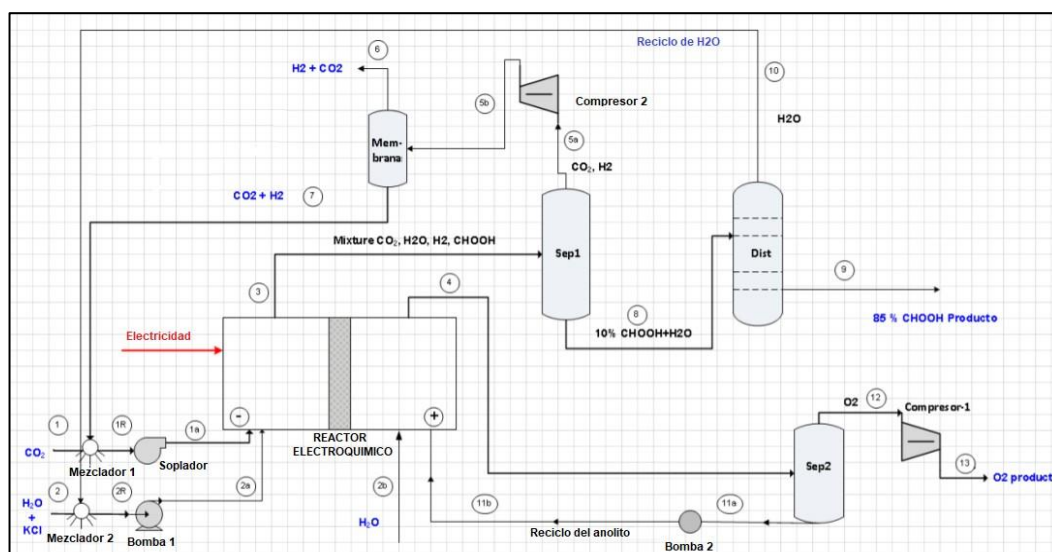
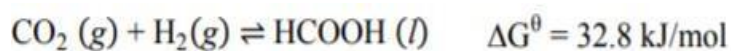


Figura 10: Proceso de reducción electroquímica del dióxido de carbono a ácido fórmico.

Nota: Adaptado de Robledo, 2012.

b) Hidrogenación catalítica del dióxido de carbono

La hidrogenación del dióxido de carbono a ácido fórmico es una reacción endergónica en fase gaseosa, pero exergónica en fase acuosa, por lo tanto, el solvente afecta bastante a esta reacción.



En el caso más común se utiliza metanol como solvente. La reacción en fase líquida elimina tan poco calor que se necesita calor adicional para llevar a cabo la reacción a 93°C.

El catalizador principal es un compuesto orgánico de rutenio ($\text{Ru}(\text{P}^n\text{Oct}_3)_4(\text{H})_2$), el cual para una mejor acción se adiciona un ligando en fase a fosfino (1,2-bis(diciclohexylfosfino)-etano). El solvente utilizado para dirigir el

equilibrio a la formación de ácido fórmico es el metanol. Además, al reactor se alimenta una amina ternaria trihexilamina ($C_{18}H_{39}N$) que forma un complejo con el ácido fórmico producido como producto intermedio el cual es subsecuentemente disociado térmicamente. Para una mejor dilución de la amina se adiciona al reactor agua.



En la salida del reactor sale una corriente que contiene dos fases líquidas, a saber, una fase pesada que comprende principalmente el metanol y en la que los aductos de ácido fórmico/amina están presentes en forma enriquecida, y una fase ligera que comprende predominantemente la amina terciaria y en la que está presente el catalizador en forma enriquecida. La salida del producto y recirculación de catalizador, metanol, amina terciaria y agua se hace siguiendo los procesos que a continuación se describirán:

2.1.3 SELECCIÓN DEL PROCESO

Definitivamente el uso directo del dióxido de carbono para producir ácido fórmico tiene como ventaja principal que utiliza un residuo industrial en especial de la industria de producción de etanol a partir de caña de azúcar. Por lo tanto, queda con la obtención de ácido fórmico por hidrogenación de dióxido de carbono.

Tabla 8: Ponderación de selección de proceso.

METODO	Condiciones (P -°T)	Contaminación		Recuperación		Complejidad		Total		Total		Total	
		Peso	Total	Peso	Total	Peso	Total	Peso	Total	Peso	Total	Peso	Total
Hidrólisis de formiato de metilo	4	25%	1	3	40%	1.2	3	20%	0.6	3	15%	0.45	3.25
Oxidación de hidrocarburos	3	25%	0.75	2	40%	0.8	3	20%	0.6	4	15%	0.6	2.75
Hidrólisis de formamida	3	25%	0.75	2	40%	0.8	3	20%	0.6	4	15%	0.6	2.75
Preparación de ácido fórmico libre a partir de formiatos alcalinos	3	25%	0.75	2	40%	0.8	2	20%	0.4	3	15%	0.45	2.4
Hidrogenación de dióxido de carbono	5	25%	1.25	5	40%	2	5	20%	1	3	15%	0.45	4.7

Nota: Elaborado por la autora,2020.

Una de las principales desventajas del proceso electroquímico en comparación con el proceso catalítico son la baja especificidad de la reacción produciendo subproductos, lo cual no sucede en el proceso catalítico. Otra desventaja es la baja pureza del producto llegando solo a 85% en lugar del 99.95% del proceso con catalizador.

Gracias a los catalizadores utilizados, uno en base a rutenio y otro en base a fosfino se logra conversiones de hasta 20%, pero la especificidad es bien alta produciendo solo el producto deseado, es decir ácido fórmico.

Por estas razones se selecciona el proceso catalítico con mayores ventajas sobre el proceso electroquímico.

2.2 DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO

El proceso de síntesis de ácido fórmico a partir de dióxido de carbono e hidrogeno puede dividirse en cinco secciones: (i) etapa de compresión, (ii) etapa de reacción, (iii) etapa de separación líquido-líquido para la recuperación de catalizador, (iv) etapa de agotamiento para la recuperación del alcohol metílico, y finalmente (v) etapa de destilación reactiva además la formación y purificación del ácido fórmico.

La descripción se demuestra en el diagrama de flujo de la Figura 2.5. Algunas condiciones y consumo de energía se basan en la producción de 20000 toneladas de ácido fórmico por año, o 2500 kg/hr, a una pureza de 98.982 % en masa en peso diluido en metanol.

2.2.1 ETAPA DE COMPRESIÓN (UNIDADES 1-13)

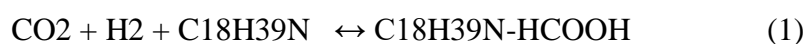
El CO₂ capturado puede provenir de diferentes fuentes. Se asume que el CO₂ capturado está disponible a condiciones ambientales, como el peor de los

casos. En el mejor de los casos la planta generadora de CO₂ se encarga de toda la compresión del flujo. Por lo tanto, la corriente de alimentación de CO₂ que llega a presión atmosférica y temperatura ambiente (corriente 1) se comprime en un sistema de compresión de cinco etapas hasta 105 bar (unidades 1, 3, 5, 7, 9). Se enfría a 25°C en las etapas intermedias de enfriamiento (unidades 2, 4, 6, 8) y a 30°C en el enfriador posterior (unidad 10), que está condensando la corriente de CO₂ que va al reactor.

Se supone que los compresores funcionan con una eficiencia isentrópica del 75%, lo que conduce a un consumo de electricidad de 256.36 kW. La corriente de alimentación de H₂ ingresa al proceso a 30 bar y temperatura ambiente (corriente 12), proveniente del electrolizador. Se comprime en dos pasos, hasta 105 bar, que consume 35 kW de electricidad (unidades 11 y 13, con refrigeración intermedia, unidad 12). En el electrolizador, se necesita una corriente de 1500 kg/hr de agua. El electrolizador consume 9.5 MW de electricidad y produce el hidrógeno requerido y 1200 kg/hr de oxígeno como subproducto. Se supone que el oxígeno se pone a disposición del mercado, sin ningún acondicionamiento adicional de la corriente.

2.2.2 ETAPA DE REACCIÓN (UNIDADES 14-16)

Dentro del reactor (unidad 14), la reacción en fase líquida entre CO₂ y H₂ con la amina se forma la corriente de salida que contiene la solución amina-ácido fórmico, y se realiza bajo la presencia de un catalizador a base de rutenio y fosfina. La reacción simplificada se expresa como:



El reactor está diseñado para alcanzar una conversión de 19% del H₂ alimentado. El H₂ sin reaccionar sale del reactor en la fase gas, junto con algo del CO₂ disuelto. La temperatura del reactor está fijada en 93°C. A pesar que la reacción exotérmica, una pequeña cantidad de vapor es requerida para mantener la temperatura a 93°C (alrededor de 500 kW a 110°C). El gas que sale del reactor es reciclado de regreso (corriente 18) a la entrada del reactor con ayuda de un compresor (unidad 16), mientras que un pequeño porcentaje de gas es purgado para evitar la acumulación de componentes que no han reaccionado (reactivos e inertes). La purga (corriente 19) representa el 1% en masa de la corriente gaseosa que sale del reactor (corriente 16).

El caudal del reciclo es altamente dependiente de la temperatura del reactor y de la cantidad de CO₂ disuelto en la fase líquida. Esta fase líquida (corriente 20) tiene dos partes bien diferenciadas: una fase pesada, enriquecida con el producto de la adición (ácido fórmico) y el solvente polar, y una fase ligera, enriquecida con la amina terciaria (que no está combinada para formar el producto de adición) y el catalizador homogéneo. La amina libre está presente en ambas fases.

2.2.3 RECUPERACIÓN DE CATALIZADOR (UNIDADES 17-22)

Después de enfriar a 35°C (unidad 18) el producto líquido del reactor, la amina y el catalizador pueden reciclarse nuevamente al reactor después de la separación de la fase ligera en un decantador (unidad 19). La presión del producto líquido del reactor se incrementa hasta 130 bar (unidad 17) para evitar una separación flash de CO₂ en el decantador (para facilitar la separación del líquido líquido aguas abajo), el cual puede entonces hacerse funcionar con una eficiencia

de separación del 85%: esto significa que 15% de la fase ligera permanece en la fase pesada.

Debido a que el catalizador es muy costoso y a fin de recuperar lo máximo posible, se coloca un segundo decantador aguas abajo (unidad 22). Este es operado a 70 bar, después de una separación flash de gases en el tanque flash (unidad 21). A fin de incrementar la recuperación de catalizador, la cantidad de amina se aumenta en la unidad 22 por la adición de una corriente de amina reciclada de la etapa de purificación (corriente 39). El catalizador se recupera totalmente, y debe ser regenerado una vez al año.

2.2.4 RECUPERACIÓN DE METANOL (UNIDADES 23-26, 33 Y 34)

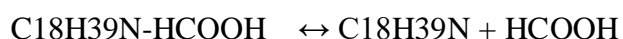
El metanol es recuperado en una columna de agotamiento que trabaja a 3 bar (unidad 26). Antes de alimentar la corriente 29 a la columna, los gases ligeros son separados a presión atmosférica en un tanque flash (unidad 24). Este mantiene la temperatura en el condensador (unidad 34) encima de la temperatura del agua de enfriamiento.

La pureza del producto de fondo de la columna de agotamiento (corriente 33), es regulada a fin de ajustarse a la pureza deseada del producto de (AF), aproximadamente 85% en peso (corriente 43). El producto del tope, que contiene MeOH, agua y CO₂ disuelto, se condensa y se recicla nuevamente al reactor (corriente 42).

2.2.5 FORMACIÓN Y PURIFICACIÓN DE ÁCIDO FÓRMICO (UNIDADES 27-33)

Al reducir la presión a 250 mbar y aumentar la temperatura a 180°C, la disociación del producto de la reacción de adición a AF y amina es iniciado. Esto

sucede en una columna de destilación reactiva donde, además, la separación de la amina del producto AF también se lleva a cabo. Para el balance de masa se realiza este proceso en dos equipos. En un reactor adiabático (unidad 27), el producto de la reacción de adición es descompuesta en AF y amina, de la siguiente manera:



La reacción endotérmica conduce a una disminución de la temperatura de 175°C (en la corriente 33) a 88°C (en la corriente 34). Este calor es adicionado en la columna (unidad 28) a fin de lograr una temperatura de fondo de 180°C, porque es en este el lugar donde realmente se realiza la reacción.

La separación de AF de la amina (en unidad 28) es compleja, tanto que la mezcla de AF, amina y MeOH puede formar dos fases líquidas. De tal forma que las condiciones seleccionadas deben ser tales que se debe evitar la formación de las dos fases líquidas. La corriente de alimentación (corriente 34) tiene 11% de AF, 1% MeOH, y 88% de amina en base masa. Con esta composición forma dos fases. Sin embargo, conforme la mayor parte del AF se evapora rápidamente en la parte superior de la columna, la composición del líquido en el primer plato se encuentra fuera de la región de tres fases, con una composición de 3% AF, 0.5 MeOH y 96.5% de amina, en base masa. La columna solo necesita cuatro etapas en equilibrio. Esto es suficiente, debido a que la separación de AF y la amina es relativamente simple debido a la gran diferencia en sus presiones de vapor.

La amina es reciclada del fondo de la columna (corriente 35) a un decantador secundario (unidad 22) para aumentar la recuperación de catalizador. La fracción remanente de AF (0.3% base molar) en la corriente 37 es separada de la corriente amina en la unidad 33. Se forman diferentes corrientes de purga: corriente 38 (resulta de la separación en la unidad 33), corriente 19 (como se ha

descrito en la etapa de reacción), corriente 26 (como resultado de la unidad flash 21, que es la unidad recuperadora de catalizador) y corriente 50 (que es la fase gas liberada en la unidad flash 24, explicada en la unidad de recuperación de MeOH). Para propósito de balance de masa, toda la amina se recupera, y para propósito de costos se asume que la amina es renovada una vez cada diez años.

Finalmente, el AF producido (corriente 44), que sale del condensador de la columna, es enfriado (unidad 29) y es enviado a tanque de almacenamiento de producto.

2.3 BALANCE DE MASA Y ENERGIA

El balance de masa y energía se realizó para producir de 20000 toneladas de ácido fórmico (99.982% en peso). Se considera que la alimentación de dióxido de carbono e hidrógeno están en relación estequiométrica, la conversión por paso es de 20% y la conversión global es de 100%. El diagrama de flujo es una adaptación trabajo presentado por Pérez et al., 2016.

En el diagrama de bloques y balance de masa se mantiene la misma nomenclatura para identificar los equipos y corrientes principales.

Según el balance de masa se necesita 0.958 kg de dióxido de carbono y 0.04354 kg de hidrógeno por cada kg de ácido fórmico.

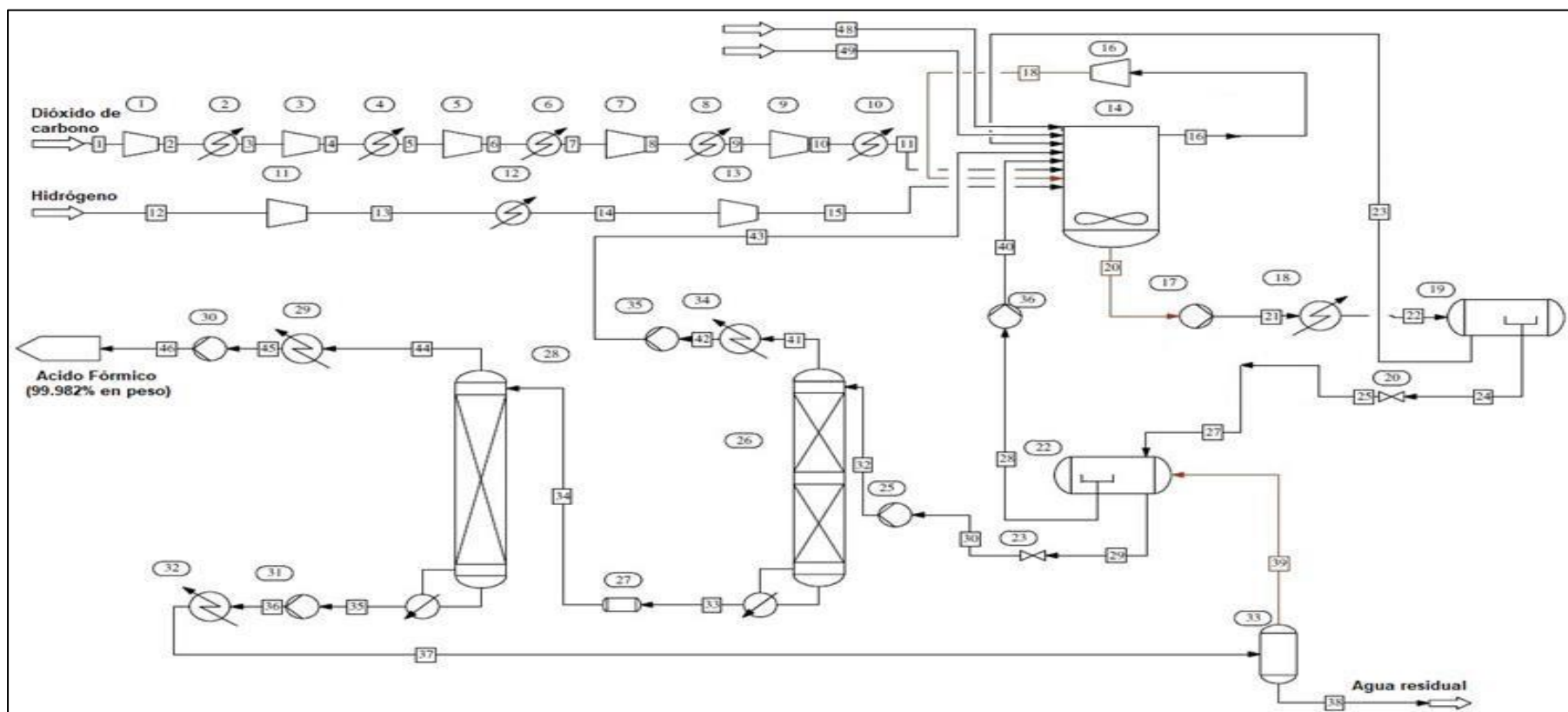


Figura 11: Diagrama de flujo de la síntesis de ácido fórmico a partir del CO₂ e H₂.

Nota: Adaptado de Pérez et al., 2016

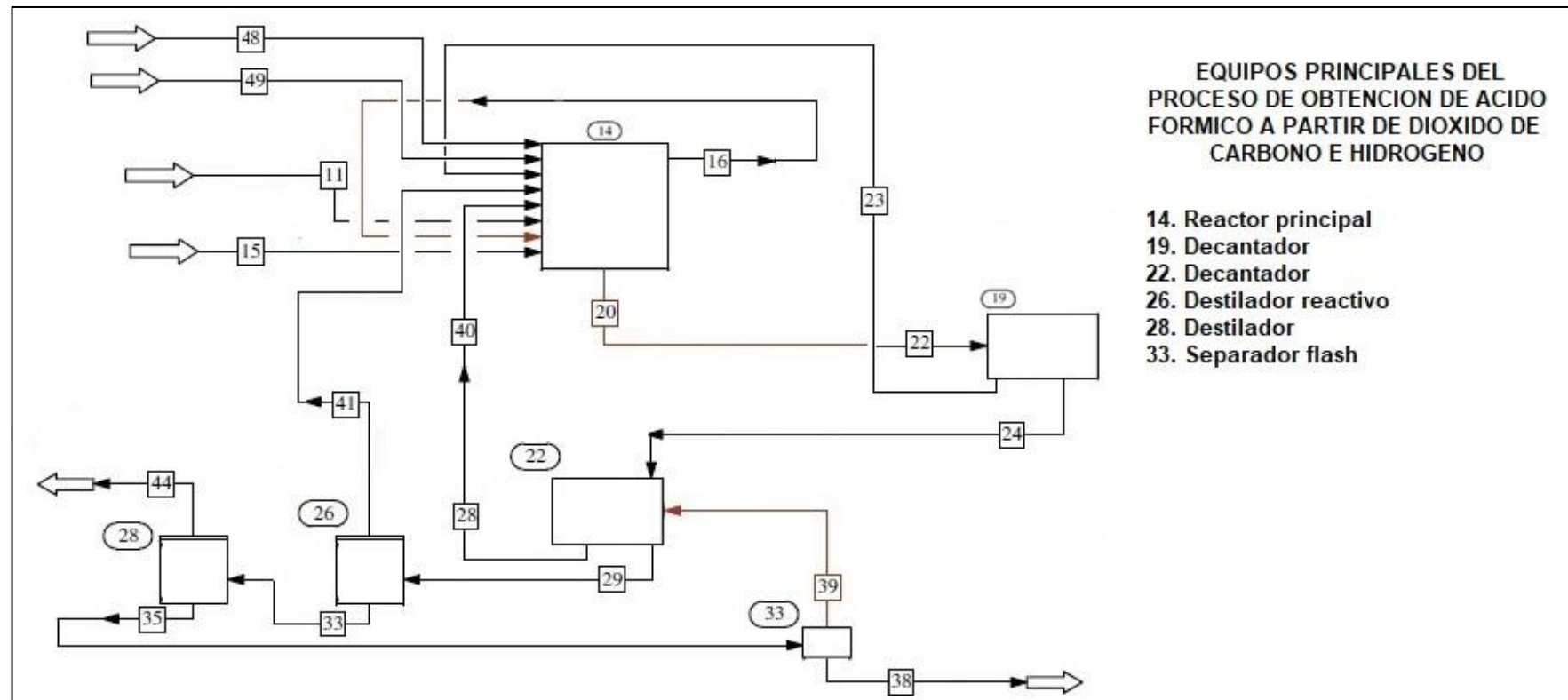


Figura 12: Diagrama de bloques del proceso de obtención de ácido fórmico a partir de dióxido de carbono e hidrógeno.

Nota: Elaborado por la autora.

Tabla 9: Balance de masa del proceso de obtención de ácido fórmico a consecuencia de dióxido de carbono e hidrógeno.

Corriente Componentes	11 Kg/hr	15 Kg/hr	16 Kg/hr	20 Kg/hr	23 Kg/hr	24 Kg/hr	28 Kg/hr	29 Kg/hr	41 Kg/hr	33 Kg/hr	44 Kg7hr	35 Kg/hr	39 Kg/hr	38 Kg/hr	48 Kg/h r	49 Kg/hr
CO ₂	2395		9577.11													
H ₂		108.86	435.32													
Metanol				2634.5	711.31	1923.18	1346.24	576.95	569.05	7.90	0.311	7.59		7.59	7.91	
Agua				1077.75		1077.75		1077.75	323.32	754.42	0.133	754.29		754.29		754.29
CHN				929.76	786.58	143.18	5983.96	14.318	8796.96	5855.09		5855.09	5855.09			
CHN-Ac. Fór.				17140.8 4		17140.8 5		17140.85								
Ácido fórmico										2503.11	2499.55	3.55		3.55		
CatRu				191.6		191.6	191.6									
CatFos				95.8		95.8	95.8									
TOTAL	2395	108.86	10012.43	22070.2 6	1497.89	20572.3 6	7617.59	18809.87	9689.34	9120.53	2500	6620.53	5855.09	765.43		

Nota: Elaborado por la autora, 2020.

Nota. *CHN: trihexilamina (C₁₈H₃₉N-HCOOH); CHN-Ac.For.: Complejo, trihexilamina y ácido fórmico; CatRu: catalizador en base a rutenio (Ru(PⁿOct₃)₄(H)₂); CatFos: catalizador en base a fósforo (1,2-bis(diciclohexylfosfino)-etano).

Tabla 10: Balance de energía de Tren de compresoras de Dióxido de carbono.

CORRIENTES (2-3) (12-13)				
COMPONENTES	CANTIDAD (kg/h)	°T ENTRADA (°C)	°T SALIDA(°C)	ENERGIA (MMBtu/h)
CO ₂	2395	334.26	25	-0.721
H ₂ O	4046.92	10	55	+0.721
CORRIENTES (4-5) (14-15)				
COMPONENTES	CANTIDAD (kg/h)	°T ENTRADA (°C)	°T SALIDA(°C)	ENERGIA (MMBtu/h)
CO ₂	2395	92.6925	25	-0.178
H ₂ O	1282.9847	20	55	+0.178
CORRIENTES (6-7) (16-17)				
COMPONENTES	CANTIDAD (kg/h)	°T ENTRADA (°C)	°T SALIDA(°C)	ENERGIA (MMBtu/h)
CO ₂	2395	63.1094	25	-0.16
H ₂ O	1154.9113	20	55	+0.16
CORRIENTES (8-9) (18-19)				
COMPONENTES	CANTIDAD (kg/h)	°T ENTRADA (°C)	°T SALIDA(°C)	ENERGIA (MMBtu/h)
CO ₂	2395	48.4963	35	-0.209
H ₂ O	2634.9465	20	40	+0.209
CORRIENTES (10-11) (20-21)				
COMPONENTES	CANTIDAD (kg/h)	°T ENTRADA (°C)	°T SALIDA(°C)	ENERGIA (MMBtu/h)
CO ₂	2395	44.1635	30	-0.144
H ₂ O	3432.1277	20	35	+0.144

Nota: Elaborado por la autora, 2020.

2.4 DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS PRINCIPALES DE PROCESO

La explicación detallada de los equipos de proceso se basa en el diagrama de flujo de la Figura 2.4 y los resultados del balance de masa de la Tabla 2.1.

2.4.1 COMPRESORAS E INTERCAMBIADORES DE CALOR PARA DIOXIDO DE CARBONO

Los resultados detallados en el apéndice.

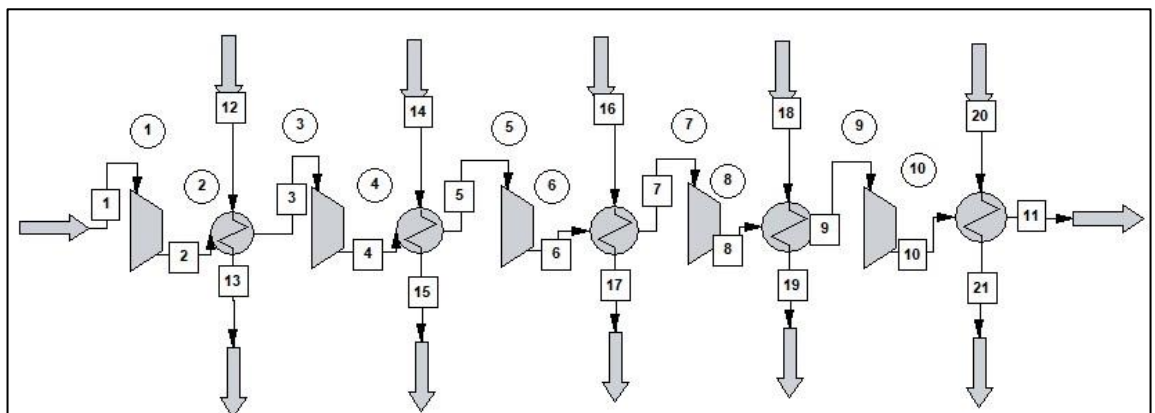


Figura 13: *Compresores e intercambiadores de calor para Dióxido de Carbono.*

Nota: Elaborado por la autora.

Tabla 11: Compresores e intercambiadores de calor para Dióxido de carbono.

	Tipo	Presión de salida, bar	Potencia, HP
Compresora 1	Tornillo rotativo, inundado con aceite	20	270.7
Compresora 3	Reciprocante, múltiples etapas	41	46.11
Compresora 5	Reciprocante, múltiples etapas	62	21.63
Compresora 7	Reciprocante, múltiples etapas	83	10.83
Compresora 9	Reciprocante, múltiples etapas	105.1	5.36

Nota: Elaborado por la autora

Tabla 12: Intercambiadores de calor para Dióxido de Carbono.

	Tipo	Temperatura de entrada y salida del CO₂, °C	Área efectiva, pie²
Intercambiador 2	Intercambiador de casco y tubo	334.2 - 25	142.68
Intercambiador 4	Intercambiador de casco y tubo	92.7 – 25	255.20
Intercambiador 6	Intercambiador de casco y tubo	63.11 - 26	570.78
Intercambiador 8	Intercambiador de casco y tubo	48.5 – 35	255.20
Intercambiador 10	Intercambiador de casco y tubo	44.2 – 30	210.04

Nota: Elaborado por la autora.

2.4.2 COMPRESORAS E INTERCAMBIADORES DE CALOR PARA HIDROGENO

Tabla 13: Compresores para Hidrogeno.

	Tipo	Presión de salida, bar	Potencia, HP
Compresora 11	Tornillo rotativo, inundado con aceite	88.7	80.13
Compresora 13	Reciprocante, múltiples etapas	105	10.9

Nota: Elaborado por la autora.

2.4.3 DECANTADOR – UNIDAD 19

Función: separar dos fases, una pesada y una ligera que retorna al reactor

Tipo: horizontal

Dimensiones:

Volumen total: 2.41 m³

Diámetro: 800 mm

Largo: 4534 mm

Cabezal: elipsoidal

Otras dimensiones: ver en Apéndice

Material: acero inoxidable 304, 1.54 pulg de espesor.

Utilizando los factores dados en la figura se presenta los resultados:

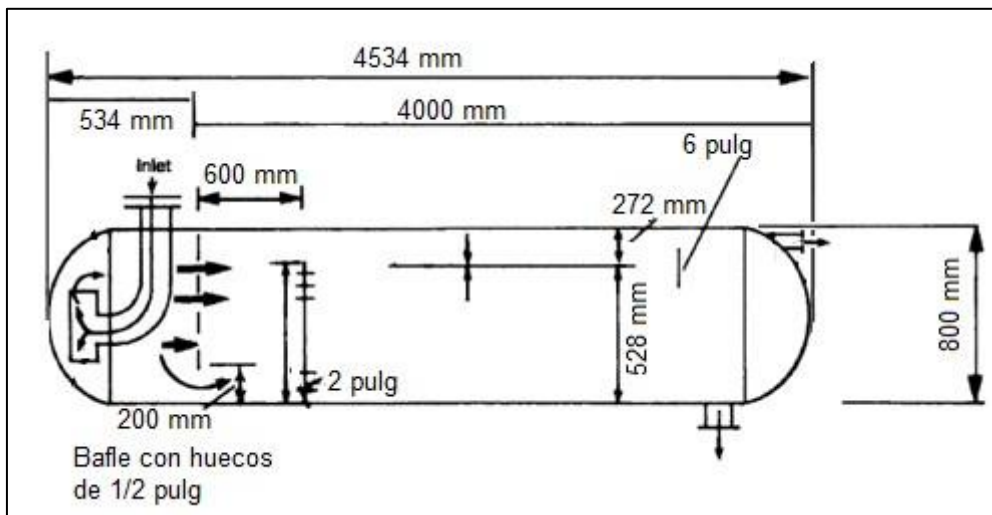


Figura 14: Diseño de decantador - Unidad 19.

Nota: Elaborado por la autora, 2020.

2.4.4 DECANTADOR – UNIDAD 22

Función: separar dos fases, una pesada y una ligera que retorna al reactor

Tipo: horizontal

Dimensiones:

Volumen total: 2.915 m³

Diámetro: 855 mm

Largo: 4797 mm

Cabezal: elipsoidal

Otras dimensiones: ver en Apéndice

Material: acero inoxidable 304, 0.83 pulg de espesor (cilindro) y 1.03 pulg los cabezales.

Utilizando los factores dados en la figura se presenta los resultados:

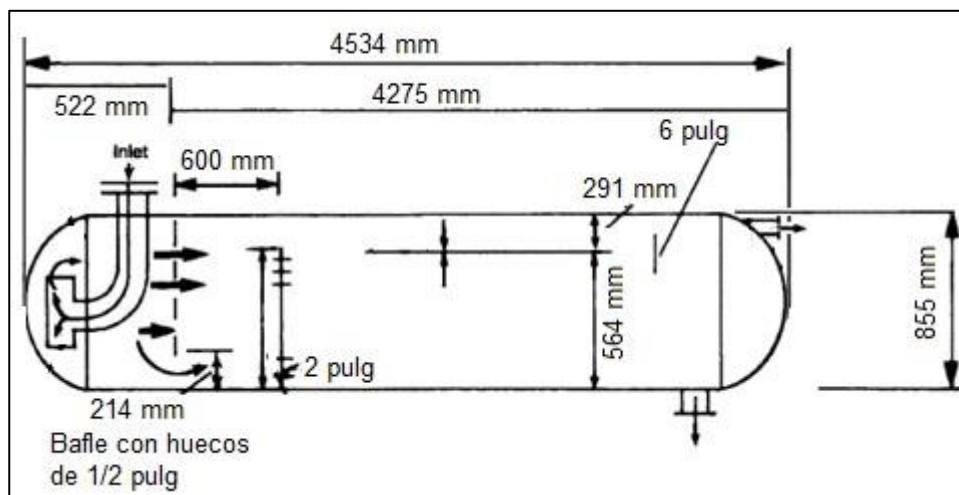


Figura 15: Diseño de Decantador - Unidad 22.

Nota: Elaborado por la autora, 2020.

2.4.5 REACTOR – UNIDAD 14

Función: realizar la reacción de hidrogenación catalítica del dióxido de carbono

Tipo: CSTR

Tiempo de residencia: 10 – 50 minutos (Patente N° US 8,791,297 B2, pp.12)

Se va a considerar 30 minutos

Temperatura de operación: 93°C

Presión de operación: 130 bar

Volumen total: 30 m³

Diámetro: 2900 mm

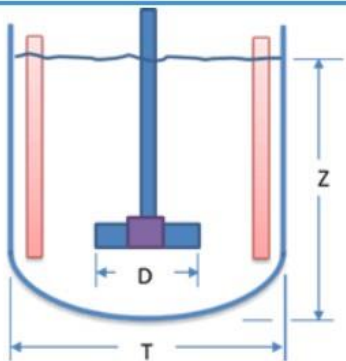
Altura total: 4926 mm, altura del cilindro recto 3944 mm

Sistema de agitación:

Volumen de agitación: 19.16 m³

Motor requerido: 11.52 Kw

Reactor Geometry



Batch Volume (V)

19.16 m³

Agitator

Rushton 6-Blade

D/T Ratio

0.3

Scale of Agitation

4.0

Fluid Properties

Density (ρ)

686 Kg/m³

Viscosity (μ)

0.45 cP

☐ English ☒ Metric

Figura 16: Sistema de agitación del reactor.

Nota: Simulador Chemcad, 2020.

Serpentín de calentamiento: bobina de medio tubo, 50 mm de diámetro

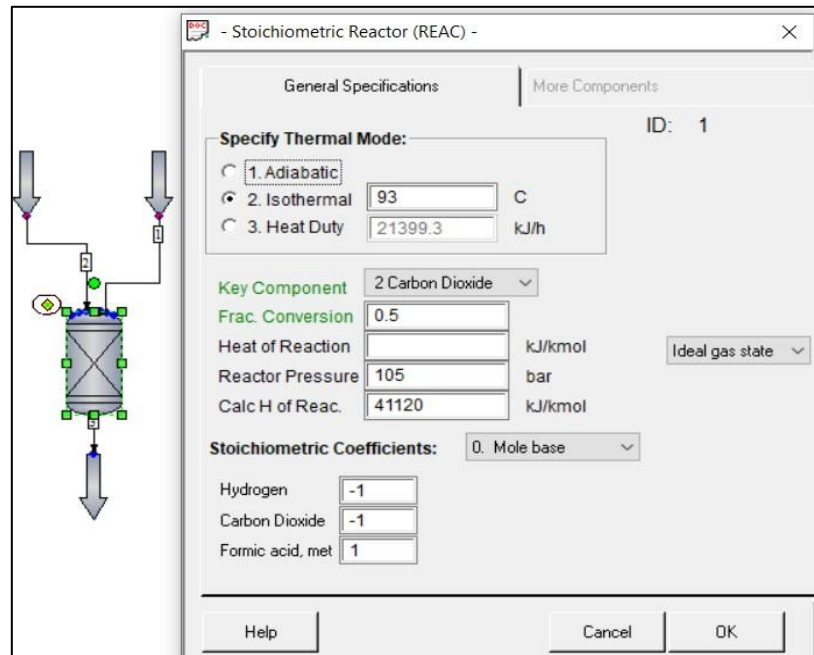


Figura 17: Dimensiones del serpentín de calentamiento.

Nota: Simulador Chemcad, 2020.

Área total: 38.235 m²

Número de vueltas: 23

2.4.6 SEPARADOR FLASH – UNIDAD 33.

Función: separar el catalizador del agua

Tipo: vertical

Dimensiones:

Volumen total: 1.63 m³

Diámetro: 2.5 pies

Longitud/diámetro: 4.36

Altura de líquido: 4.9076 pies

Cabezal: elipsoidal

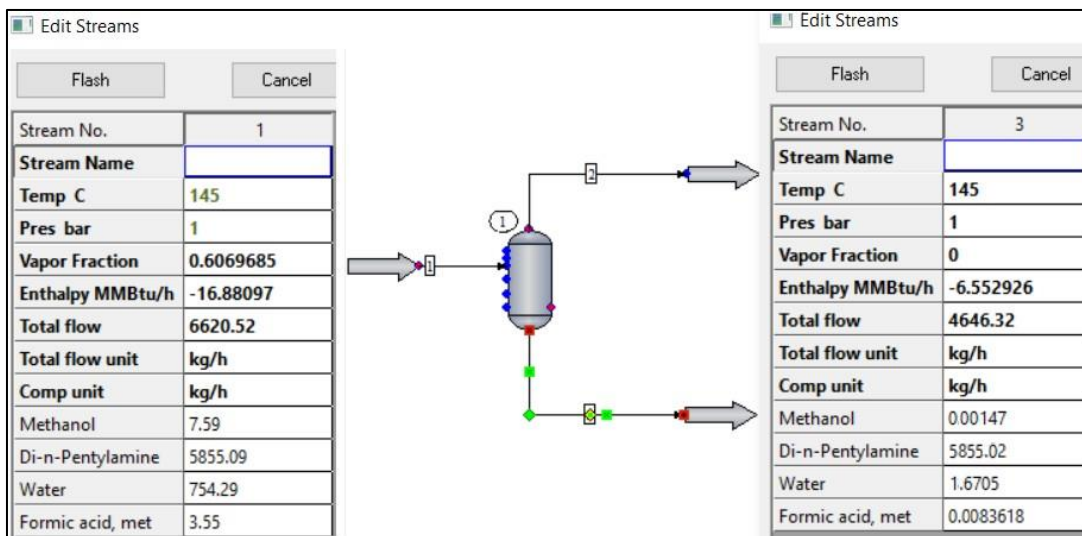


Figura 18: Separador flash de ácido fórmico.

Nota: Simulador Chemcad,2020.

2.4.7 DESTILADOR – UNIDAD 26.

Función: Destilador Reactivo

Tipo: vertical

Dimensiones:

Área de bandeja: 2.627m²

Eficiencia de columna: 0.850

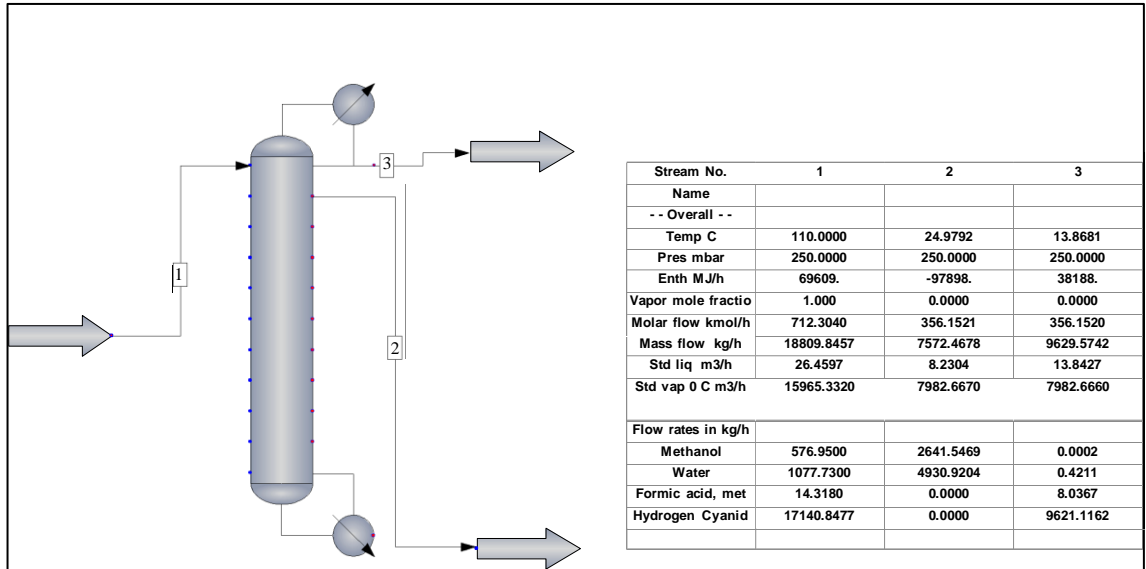
Diámetro de columna: 4.4196 m

Espesor de columna: 0.032m

Diámetro interno: 3.353m

Cabecal: elipsoidal

Altura de vertedero: 0.051



2.4.8 DESTILADOR – UNIDAD 28.

Función: Destilador de ácido fórmico al 96%

Tipo: vertical

Dimensiones:

Área de bandeja: 2.205m²

Eficiencia de columna: 0.850

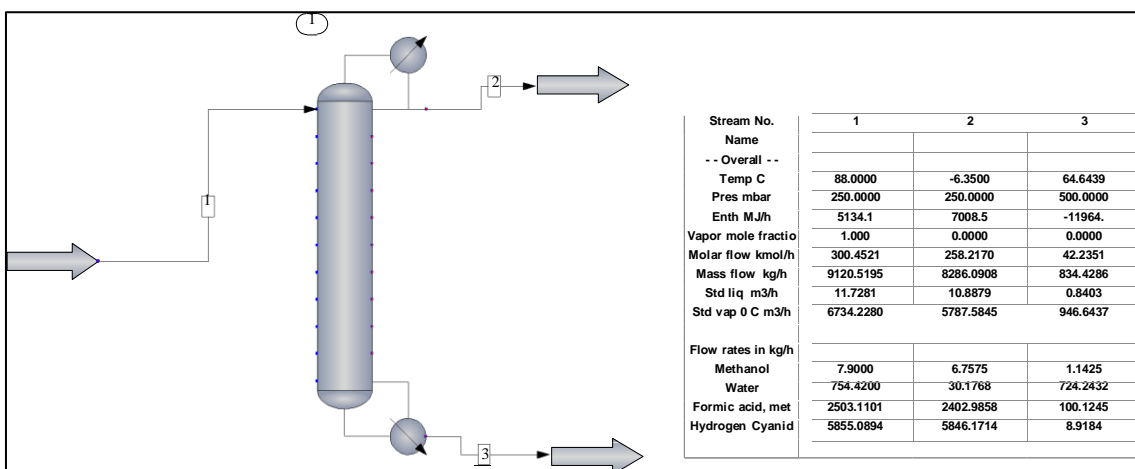
Diámetro de columna: 1.6764m

Espesor de columna: 0.032m

Diámetro interno: 0.762 m

Cabezal: elipsoidal

Altura de vertedero: 0.051



2.5 DISTRIBUCION DE PLANTA

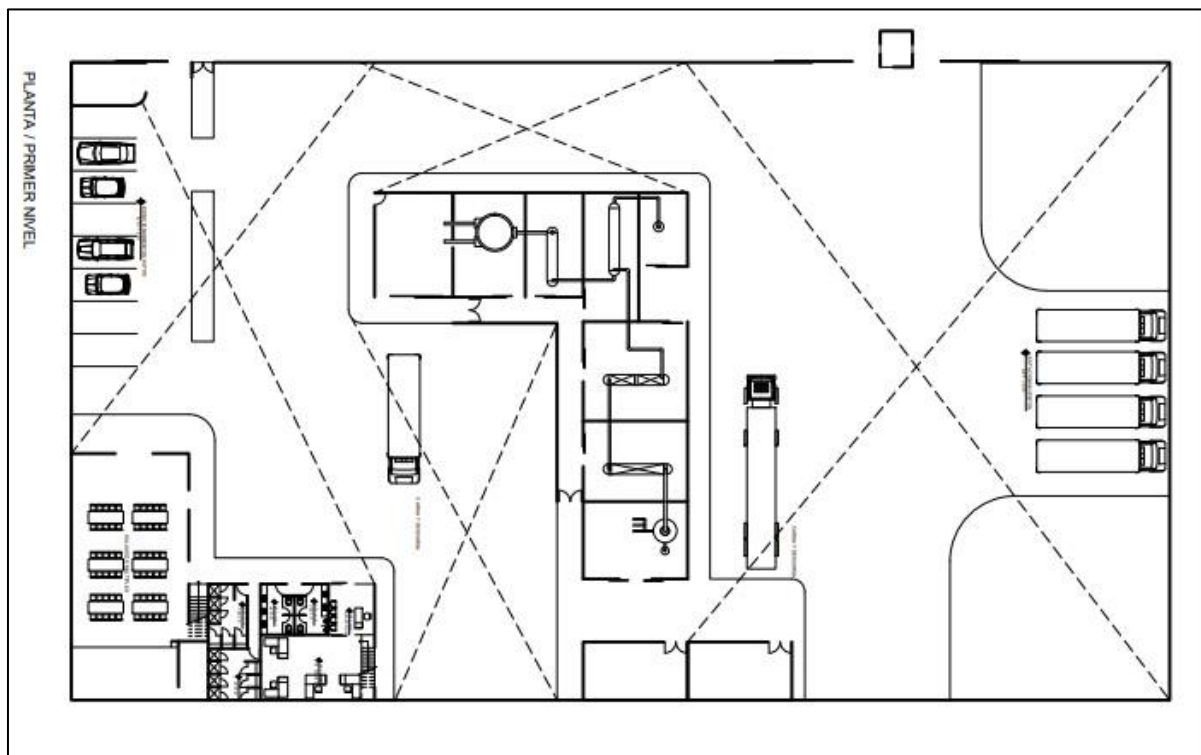


Figura 19: Distribución de planta en primer piso.

Nota: Elaborado por la autora, 2021.

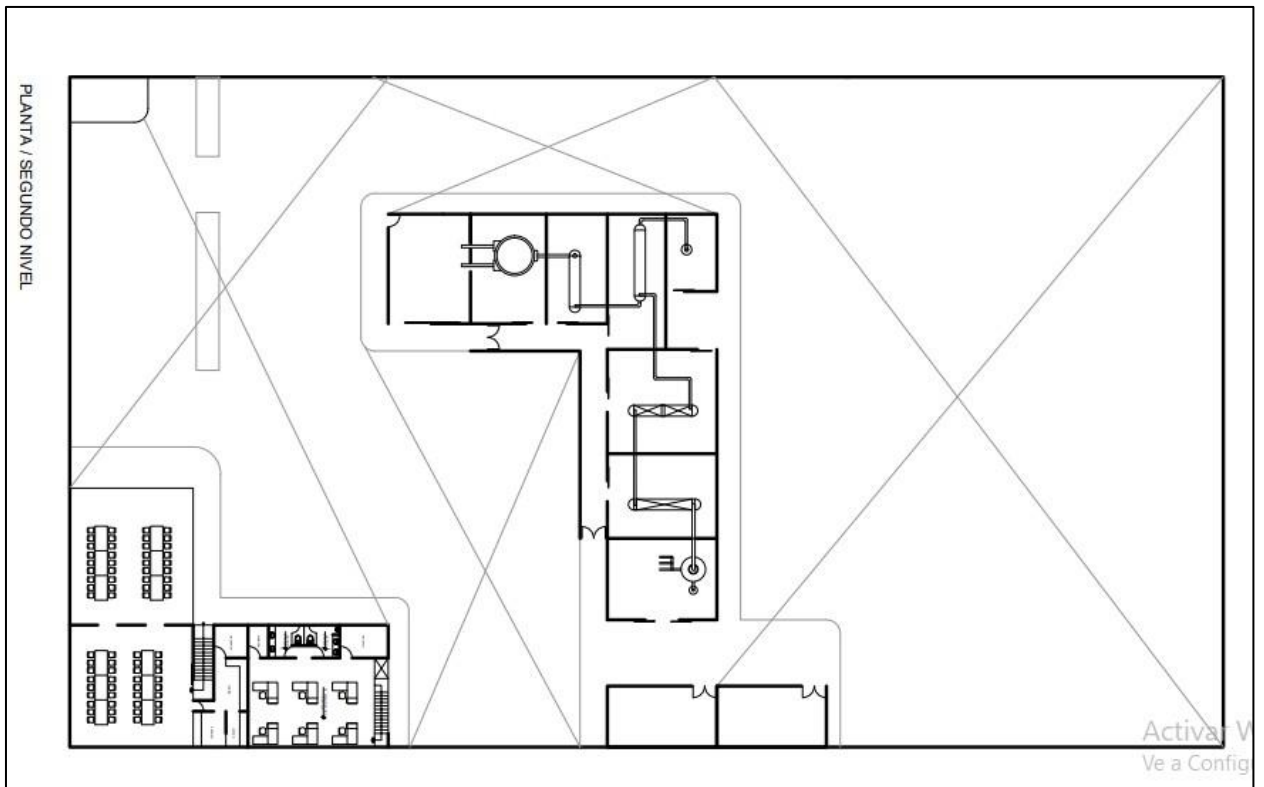


Figura 20: Distribución de planta de segundo piso.

Nota: Elaborado por la autora, 2021.

2.6 EQUIPOS AUXILIARES

La estimación de los equipos se realiza sobre la base de: Capacidad, características de diseño, tipo de material e información disponible sobre precios de los equipos para el año 2014 según la fuente Matches y actualizado para el 2019 con los índices CEPCI. Con estos valores finales y empleando los índices modificados de Peter & Timmerhaus – West se tiene los distintos valores.

La instrumentación y control, incluyen un sistema semiautomatizado centralizado con algunos módulos con estructura para controlar por internet. Todos los equipos tienen su propio sistema de control.

Las tuberías y accesorios se tiene que contar con las dimensiones y material de construcción, introducir el costo de compra y de instalación. Los módulos incluyen sus conexiones. Además de la tubería, se incluye los costos e instalación de accesorios, válvulas, aislamiento donde es necesario, los colgadores de las tuberías.

Las instalaciones eléctricas incluyen el equipo eléctrico (interruptores, motores, conductos, cables, accesorios, alimentadores, puesta a tierra, cableado de instrumentos y control, iluminación, paneles). Generación de vapor, aire comprimido también están considerados en servicios. Se estima de acuerdo a las recomendaciones dadas por P & T.

CAPITULO III

CONSIDERACIONES AMBIENTALES

3.1 LOCALIZACION DEL PROYECTO

En el Distrito de Sullana en la Carretera Ignacio Escudero, San José, se localiza un terreno industrias de disponibilidad de 3500 m², a 56 minutos del puerto de Paita, cuenta con todos los servicios necesarios como: Energía eléctrica, rede de agua potable y alcantarillado, además de pozo de agua, el costo estimado es de US\$ 1300.00 por m².

3.2 VIAS DE ACCESO

La carretera El arenal, en La huaca, cruza con la carretera Ignacio Escudero y la carretera Paita – Sullana y viceversa, es una de las principales vías de acceso a la planta, estos serían los recorridos de entrada y salida de materia prima, además de la salida del producto terminado por la carretera Sullana – Paita para su comercialización a diferentes partes del país.

3.3 MATERIA PRIMA

El presente proyecto empleará como materia principal al Dióxido de carbono, provenientes de las provincias de Piura como Sullana y Paita, pero nuestro principal abastecedor de dicho recurso será Sucroalcoholera del Chira S.A. La siguiente tabla 14 muestra el requerimiento en Litros al día de materia prima.

Tabla 14: Requerimiento de Dióxido de carbono.

RECURSO NATURAL	Cantidad en lt/día
Dióxido de carbono	350000

Nota: Elaborado por la autora, 2021.

De igual manera se empleará insumos químicos como se muestra en la siguiente tabla 15.

Tabla 15: Requerimiento de Insumos químicos.

Criterio de peligrosidad							
Producto Químico	Nombre comercial	CAS #	Inflamable	Corrosivo	Toxico	Explosivo	Irritante
Methyl alcohol	Metanol	67-57-1	x			x	
Trihexilamina	Trihexilamina	121-44-8	x		x		
Hidrogeno	Hidrogeno	1333-74-0	x				

Nota: Elaborado por la autora, 2021.

Las hojas de seguridad se adjuntarán en los anexos.

3.4 ASPECTO E IMPACTOS AMBIENTALES

Por el uso del Dióxido de carbono, un residuo industrial considerado como gas de Efecto invernadero, se estaría minimizando de esta manera su efecto en el medio ambiente. Esto hace que el presente proyecto sea una tecnología verde pues mejoraría la calidad de aire.

Los impactos ambientales según la fuente generadora se muestran en la siguiente tabla 16.

Tabla 16: Matriz de Impactos ambientales de la planta.

FUENTE GENERADORA	RESIDUOS ESPERADOS	CARÁCTER		AGUA	AIRE	VEGETACION	SUELO
		(+)	(-)				
Zona de descarga y carga.	Hojas de papel (guías y facturas)		x			Deforestación de bosques	
Almacén de materia prima.	Emisión de CO ₂ por montacarga.		x		Emisión de gases por combustible		
Reactor – unidad 14	Uso de energía eléctrica.	x					Mínima generación de residuos
Decantador – unidad 19	Uso de energía eléctrica.	x					Mínima generación de residuos
Decantador – unidad 22	Recuperación de catalizador		x	Reutilización de catalizador			
Destilador reactivo – unidad 26	Uso de energía eléctrica.	x					Mínima generación de residuos
Destilador – unidad 28	Uso de energía eléctrica.	x					Mínima generación de residuos
Separador flash – unidad 33	Agua residual (ácido fórmico y metanol) y uso de energía eléctrica.		x	Recuperación y precipitación			
Zona de compresores	Generación de ruidos y uso de energía eléctrica.		x		Generación de ruidos		
Laboratorios	Uso de insumos químicos, uso de energía eléctrica.		x			Residuos de cajas, galoneras y bolsas	Generación de residuos
Baños	Generación de efluentes y residuos sólidos.		x	Generación de aguas servidas			Generación de efluentes.
Comedor y cocina	Generación de efluentes y residuos sólidos.	x					Generación de residuos
Oficinas	Hojas de papel, uso de energía eléctrica		x			Deforestación de bosques	
Almacén de productos terminado	Uso de energía eléctrica	x					Mínima generación de residuos

Nota: Elaborado por la autora, 2021.

3.5 MEDIDAS DE MITIGACIÓN

Cada impacto negativo cuenta con una medida de mitigación como se muestra en la siguiente tabla 17.

Tabla 17: Medidas de Mitigación.

IMPACTO AMBIENTALES	MEDIDAS DE MITIGACION
Emisión de gases por combustibles	Uso de caldera y montacargas con GLP (debido a su bajo nivel de contaminación por generar menor cantidad de residuos durante la combustión) y mantenimientos preventivos con productos ecológicos.
Generación de aguas servidas	Se realizarán análisis cada 3 meses para control de Límites Máximos Permisibles de DQO, DBO, aceites y grasas, sólidos totales suspendidos, etc. Según Ley 27792 y D. S. N°021-2009. Concientización del uso adecuado del agua. Uso para áreas verdes.
Generación de residuos sólidos	Se empleará según Norma Técnica Peruana de colores N°009-058-2019. Se aplicará 7 colores para almacén central de Residuos sólidos peligrosos (papel y cartón, plástico, metales, orgánicos y vidrios), peligrosos y de disposición final (No aprovechables). Se tercerizará reciclaje (bidones, cilindros, cajas, papel, etc.)
Generación de ruido	La contaminación sonora será mitigada con paredes aislantes de sonido, y al personal con epps adecuados para evitar posibles daños. DS N°69 Art.25
Deforestación de bosques	Se implementará un sistema para manejo digital de informes, controles de producción, planillas, etc.). DE ser necesario la utilización de hojas a ambas caras y mínima utilización de fotocopias.
Residuo de Acido fórmico	Se tiene como residuo solo un 0.5% de Ácido fórmico el cual se precipitará.
Residuo de Metanol	Se tiene como residual solo un 1% de Metanol el cual se recupera.
Residuo de Trihexilamina	El deterioro de los catalizadores y la trietilamina por los sucesivos calentamientos y enfriamientos obligaría a ser reemplazados cada dos años. Se consultará en DIGESA las Empresas Prestadoras de Servicios de Residuos Sólidos-EPS-RS, que tengan certificación para tratamiento de residuos peligrosos.

Nota: Elaborado por la autora, 2021

3.6 GESTION DE RESIDUOS

3.6.1 CANTIDAD TOTAL DE RESIDUOS SOLIDOS

Las únicas dos corrientes que salen del proceso es la corriente de producto y la corriente de aguas residuales, cuyo flujo total es de 765.43 kg/hr. Esta corriente contiene metanol en una cantidad de cerca de 1% y ácido fórmico cerca al 0.5% el cual se podría recuperar o simplemente eliminarlo del agua por evaporación gracias a su punto de ebullición relativamente bajo (64.7°C). El otro componente presente en el agua residual es el ácido fórmico que está presente en un 0.5%

3.6.2 REUTILIZACION

Se considera que se podría neutralizar agregando una base de bajo costo como el hidróxido de sodio o mejor hidróxido de calcio lo cual permitirá precipitar formiato de calcio por disminución de la temperatura de agua residual. El agua fría obtenida libre de ácido fórmico y de metanol se puede utilizar en el enfriamiento de hidrogeno en la salida de la compresora.

El deterioro de los catalizadores y la trihexilamina por los sucesivos calentamientos y enfriamientos obligaría a ser reemplazados cada cierto tiempo. Según los datos de los fabricantes en este proceso esto se tendría que hacer después de dos años, tiempo en el cual se tendrá que realizar su debida disposición.

3.6.3 RECICLADO

Basándose en la Figura 11, se aprecia que todo el proceso trabaja en circuito cerrado, reciclando en su totalidad el metanol que actúa como diluyente, la trihexilamina que actúa para formar un complejo con el ácido fórmico

formado en el reactor y luego se separa en forma total en diferentes etapas del proceso, y los catalizadores en base a rutenio y fosforo.

CAPITULO IV

ESTUDIO ECONOMICO FINANCIERO

El objetivo principal de este capítulo es realizar un balance económico del proyecto, para finalmente realizar una evaluación de su factibilidad en base a indicadores económicos.

Para realizar el balance económico se hace en base al formato que se aplica para diferentes proyectos de plantas de procesos de la industria química. Al inició se hace una estimación de la inversión total, seguida de una estimación del costo total de producción y costo unitario del producto. Al finalizar se hace una evaluación de la rentabilidad del proyecto empleando indicadores como tasa de retorno de la inversión, tiempo de recuperación de dinero y punto de equilibrio.

La estimación de la inversión total y el costo de producción se basa en el uso de índices de Peters & Timmerhaus, que se aplican al costo CIF total de los equipos colocados en la futura planta industrial. Los costos han sido obtenidos Matches, empresa de ingeniería licenciada y que tiene como uno de sus servicios proporcionar estimaciones de costos de equipos de proceso y hasta el 2014 tiene actualizado los precios de más de 270 equipos usados en la industria química. La actualización para el 2019 se realizó empleando los CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) publicados en la revista Chemical Engineering.

4.1 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN TOTAL

La inversión total es el capital indispensable para la realización del proyecto y su estimación es de **\$ 16'284,985** dólares.

La inversión total está constituida por el capital fijo total que asciende **\$15'751,629**; y un capital de trabajo u operación estimada en **\$ 533356**

4.1.1 CAPITAL FIJO TOTAL

4.1.1.1 COSTO DIRECTO O FÍSICO

EL costo directo es **\$12'708,701** y está constituido por:

- A.** Costo total del equipo de proceso instalado.
- B.** Costo total de instrumentación.
- C.** Costo total de tuberías y accesorios.
- D.** Costo de instalaciones eléctricas.
- E.** Costo de edificios.
- F.** Costo de terreno y mejoras.
- G.** Costo de servicios

4.1.1.2 COSTOS INDIRECTOS

EL costo indirecto es **3'042,928** y está constituido por:

- H.** Costo de ingeniería y supervisión.
- I.** Costos de construcción
- J.** Costos de seguros e impuestos de la construcción
- K.** Costos de honorarios para contratistas.
- L.** Costos Imprevistos.

Por lo siguiente, se detalla los costos directos e indirectos:

A. COSTO DE EQUIPO PRINCIPAL Y AUXILIAR DE PROCESO

La estimación del costo de los equipos se realiza sobre la base de: Capacidad, características de diseño, tipo de material e información disponible sobre precios de los equipos para el año 2014 según la fuente Matches y actualizado para el 2019 con los índices CEPCI.

El costo CIF del equipo principal y auxiliar a precios del 2020 asciende a **\$8'689,116** dólares, y puesto en planta asciende a **\$8'949,789** dólares. Con este valor final y empleando los índices modificados de Peter & Timmerhaus se tiene los distintos valores para calcular la inversión total del proyecto, que se simplifica en la Tabla 3.1.

B. COSTO DE INSTALACION DE TODOS LOS EQUIPOS:

Para los tres módulos principales (compresoras de CO₂ e H₂, reacción, recuperación de catalizador, recuperación de metanol, y formación y purificación de ácido fórmico) se estima 10% del costo del equipo colocado en la planta, es decir: **\$894,979**.

C. INSTRUMENTACION Y CONTROL

Los costos incluyen un sistema semiautomatizado centralizado con algunos módulos con estructura para controlar por internet. Todos los equipos tienen su propio sistema de control. Se considera 5% del costo del equipo total. El costo es **\$447489**.

D. TUBERIAS Y ACCESORIOS

La estimación de costos se tiene que contar con las dimensiones y material de construcción, introducir el costo de compra y de instalación. Los módulos incluyen sus conexiones. Además de la tubería, se incluye los costos e instalación de accesorios, válvulas, aislamiento donde es necesario, los colgadores de las tuberías. Se considera el 5% del costo del equipo total. Ascende a **\$447,489**

E. INSTALACIONES ELECTRICAS

Incluye el equipo eléctrico (interruptores, motores, conductos, cables, accesorios, alimentadores, puesta a tierra, cableado de instrumentos y control, iluminación, paneles). Además de los materiales eléctricos también incluye la mano de obra. Se estima de acuerdo a las recomendaciones dadas por P & T., siendo el 5 % del costo de compra total del equipo, se obtuvo un valor de **\$447489**.

F. ESTRUCTURAS DE LA PLANTA

Incluye subestructuras y sobre estructuras de las edificaciones del proceso, plataformas, soportes, escaleras, vías de acceso, grúas, montacargas, ascensores. En edificios auxiliares comprende las estructuras para edificios de administración, oficinas, dispensario médico, cafetería, garaje, almacén de producto, almacén de piezas, guardia y seguridad, estación de bomberos, edificio de personal, laboratorio de investigación, laboratorio de control. En talleres de

mantenimiento-eléctrico comprende soldadura, carpintería, calibración de instrumentos. En otros servicios comprende plomería, calefacción, ventilación, recolección de polvo, aire acondicionado, iluminación de edificios, ascensores, escaleras mecánicas, sistemas de intercomunicación, pintura.

El costo de estructuras incluye los costos de cimentación para el área de proceso a precios locales. Se considera 5% del costo del equipo total. El costo asciende a **\$447489**.

G. TERRENOS Y MEJORAS

Se ha estimado el precio del terreno teniendo en cuenta el lugar y ubicación de la planta, comprende los costos de: nivelación del terreno, asfaltado, veredas, sardineles y cercado de la planta. es decir el 2% del costo del equipo total. Por lo cual el monto a considerar es de **\$178996**.

H. SERVICIOS

Incluye los gastos utilidades y servicios. En utilidades comprende los costos de instalaciones de agua, vapor, aire comprimido, refrigeración, combustible, disposición de residuos. En servicios comprende los gastos en caldera, pozos, toma del río, tratamiento de agua, subestación eléctrica, planta de aire, almacenamiento de combustible, planta de eliminación de residuos, controles ambientales. Se evalúa como el 10% del costo del equipo total. El considerado es de **\$894,979**.

COSTOS DIRECTOS TOTALES

Es la adición del costo del equipo de la planta, más los costos de instalación, control e instrumentación, tubería y accesorios, sistema eléctrico, edificios, mejora de terrenos, servicios. Alcanza un costo total de **\$12,708,701**

A. INGENIERIA Y SUPERVISION

Se debe considerar los gastos de administración, diseño e ingeniería en general, la redacción, ingeniería de costos, adquisición, expedición, reproducción, comunicaciones, maquetas, honorario de consultores, viajes. Por ser un sistema modular, se estima el 8% del costo total de la planta puesta en planta o en el lugar indicado. El costo ascendería a **\$715983.**

B. COSTO DE LA CONSTRUCCION

Comprende los diferentes gastos de construcción, operación y mantenimiento de instalaciones temporales, oficinas, carreteras, estacionamientos, ferrocarriles, eléctricos, tuberías, comunicaciones, cercas. También, herramientas y equipos de construcción, supervisión de obra, contabilidad, cronometraje, compras, agilización; personal y gastos de almacén, guardias. Seguridad, médica. Se estima un 15% del costo total de la planta. Se alcanzaría un costo de **\$1,342,468.**

C. COSTO DE SEGUROS E IMPUESTOS DE LA CONSTRUCCION:

Se considera solo el 2% del costo del todo el equipo. Ascende a **\$178996.**

D. HONORARIOS PARA CONTRATISTAS

Este renglón considera el 5% del costo físico de la planta, **\$447489.**

E. IMPREVISTO

Se ha estimado un **\$357992** con la intención de corregir alguna eventualidad que demande el gasto y que no se haya estimado dentro del costo de construcción de la planta. Se considera como el 4% del costo total de la planta.

COSTOS INDIRECTOS TOTALES

Es la suma de los costos de ingeniería y supervisión, gastos de construcción, seguros e impuestos, honorarios para contratistas y gastos imprevistos. Alcanza la suma de **\$3'042,928.**

INVERSION DE CAPITAL FIJO

Es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales. Se estima un monto de aproximadamente **\$15'042,928.**

4.1.1 CAPITAL DE PUESTA EN MARCHA O CAPITAL DE TRABAJO

El rubro comprende los gastos ejecutados para elaborar pruebas y algunos ajustes del equipo del proceso antes de realizar la operación comercial de la planta. En el período de puesta en marcha se estima que no superaría un mes. Se prevé un capital de **\$533,356**.

Se estima que se procesaría en forma continua, con un total de 8000 horas por año, haciendo tres turnos de 8 horas.

- a) **Inventario de materia prima:** se estima que en una semana de materia prima a los precios de puesto en planta. La suma ascendería es de **\$122279**
- b) **Inventario de materia en proceso:** se estima al menos un día de operación. En promedio es **\$30000**.
- c) **Inventario de producto en almacén:** el producto se podría vender en algunos mercados de la región, en referencia Lima, por lo cual solo se estima costo para al menos una semana de producción. El valor ascendería a **\$13021**.
- d) **Cuentas por cobrar:** equivaldría a próximamente a un mes de ventas. Pero por los motivos indicados anteriormente llegaría a **\$263889**.
- e) **Disponibilidad en caja:** se considera pagar salarios, suministros e imprevisto. Se estimaría un mes de producción. El monto asciende a **\$104167**.

∴ **LA INVERSION TOTAL:** es la suma de capital fijo más el capital de trabajo, se estima un costo de **\$16,284,985**.

Tabla 18: Inversión total del Proyecto.

1. ACTIVOS FIJOS	
1.1. Costos directos	
Costo de instrumentación y control	\$447,489
Costo de tuberías y accesorios	\$447,489
Costo de sistema eléctrico	\$447,489
Costo de estructuras de la planta	\$447,489
Costo de terrenos y mejoras	\$178,996
Costo de servicios	\$894,979
Total costos directos	\$12'708,701
1.2.Costos indirectos	
Costo de la construcción	\$1,342,468
Costos de seguros e impuestos a la construcción	\$178,996
Costo de honorarios para los contratistas	\$447,489
Costo de imprevistos	\$357,992
Total costos indirectos	\$3'042,928
Total costo directos e indirectos	\$15'751,629
2. CAPITAL DE TRABAJO	
Inventario de materia prima	\$122,279
Inventario de materia prima en proceso	\$30,000
Inventario de producto en almacén	\$13,021
Cuentas por cobrar	\$263,889
Disponibilidad de caja	\$104,167

Capital total de trabajo	\$533,356
TOTAL DE INVERSION DE PROYECTO	\$16,284,985

Nota: Elaboración propia, 2020.

3.1.1 ESTIMACION DEL COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

La estimación es el costo total de fabricación que es comprendido por el costo de manufactura y los gastos generales. El costo total anual es de **\$11'404,361**. La conclusión se abrevia de la estimación del costo de producción y del costo unitario se muestra en la Tabla 3.2.

3.1.1.1 COSTO DE MANUFACTURA

En la cual está incluido:

- A.** Costo directo de manufactura.
- B.** Costos indirectos.
- C.** Costos fijos.

A continuación, se detalla cada costo:

A. COSTO DIRECTO DE MANUFACTURA

Establecido por los costos de supervisión, materia prima, mantenimiento y reparaciones en planta, mano de obra, servicios auxiliares y suministros para las operaciones. El costo asciende a **\$9'456,217**.

- **MATERIA PRIMA**

La materia prima empleada en la producción de producto incorpora los costos del dióxido de carbono, hidrogeno de planta de electrolisis, metanol, agua de proceso, CHN: amina diluyente, se recupera todo, pero se va deteriorando y se debe reemplazar después de 2 años. También incluye catalizadores de rutenio y fosforo, se recuperan en su totalidad, pero también sufren deterioro en el tiempo, estima un costo total de **\$8'804,123**.

- **MANO DE OBRA**

La operación de la planta necesitaría de 9 trabajadores por turno de 8 horas. Este número de operarios ha sido considerado por el método Wessel, el cual se estima en función del número de pasos principales del proceso, el grado de automatización y capacidad de producción.

El costo de mano de obra por año se estima en **\$189000**.

- **SUPERVISION E INGENIERIA**

En esta línea se estima todo el personal comprometido en la supervisión directa de las operaciones de producción de las diferentes áreas o instalaciones, es el 20% del costo de la mano de obra es de **\$37800**.

- **MANTENIMIENTO Y REPARACIONES**

Están expuestos los gastos que se necesitan para mantener la planta en las mejores condiciones de operación para evitar paradas abruptas, y se estima como el 2% del capital fijo que es **\$315033**.

- **AUXILIARES Y SERVICIOS**

Se estima los gastos por conceptos de energía eléctrica, pintura, implementos de limpieza, agua, lubricantes, etc. para su estimación se ha considerado el 15% del costo anual de mantenimiento, el costo asciende a **\$47255.**

- **SUMINISTROS DE OPERACIÓN:** 20% del valor monetario de mantenimiento asciende a **\$63007.**

B. COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACIÓN

Abarca los gastos cargas de planillas, laboratorios y los gastos generales de la planta. Se estima el valor de **\$96390.**

- **CARGAS A LA PLANILLA**

Incluye todos los gastos por concepto de beneficios sociales. Se considera un 21%. de la sumatoria de los Costos de mano de obra y supervisión. Asciende a **\$39690.**

- **LABORATORIO**

Abarca costos de ensayos en laboratorio para el monitoreo o control de las operaciones y el control de calidad del producto, además de las remuneraciones por supervisión.

Costo: 20% del valor de mano de obra. Se estima un **\$ 37800.**

- **GASTOS GENERALES DE LA PLANTA**

Lo constituye gastos referentes a satisfacer servicios, como son: protección de planta, asistencia médica, vigilancia, limpieza, servicios recreacionales, etc.

Se ha considerado como el 10% del valor de mano de obra. Se estima a **\$ 18900.**

C. COSTOS FIJOS DE FABRICACION

Los costos fijos son autónomos del volumen de producción de la planta, están conformados por la depreciación, impuestos y los seguros.

El valor total estimado es **\$1'575,163.**

- **DEPRECIACIÓN**

El capital sujeto a depreciación es el capital fijo total descartando el valor del terreno. Se ha determinado considerar solo el 8% del capital fijo **\$ 1'260,131.**

- **IMPUESTOS**

El pago de impuestos a la propiedad para zonas poco pobladas se considera el 1% del capital fijo total, **\$157516.**

- **SEGUROS**

Se ha considerado el 1% del capital fijo total, **\$ 157516.**

4.1.1.2 GASTOS GENERALES (VAI)

Abarca gastos que se realizaran por concepto de: distribución, administración, ventas e investigación y desarrollo. El costo estimado es **\$276591.**

a. VENTAS

Abarca gastos en oficinas de ventas, personal de ventas, marketing, distribución. Se estima 10% del costo fijo de producción. El costo asciende a **\$157516**.

b. ADMINISTRACION

Abarca los gastos por salarios de funcionarios, secretarias, contadores, además de los gastos de gerencia de actividades administrativas. Se estima como el 15% del costo de la mano de obra, supervisión y mantenimiento. Asciende a **\$81275**.

c. INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO

En estas líneas se encamina a mejorar el proceso, la calidad y en general para reducir costos de producción. Se asciende al 20% de la mano de obra, **\$37800**.

4.1.1.3 COSTO TOTAL DE FABRICACION:

Esto es igual a la sumatoria del costo de gastos generales (VAI) y fabricación. Se estima a **\$11'404,361**.

4.1.1.4 COSTO UNITARIO:

Esto es de acuerdo a la producción anual de 20,000,000 kg., por lo cual, el costo unitario es el costo fijo total entre la producción anual el costo unitario llega a 0.5702 dol/kg.

Tabla 19: Costo de Manufactura y Costo Unitario.

1. COSTOS DE MANUFACTURA	
1.1.COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA	
Costos de materia prima	\$8'804,123
Costo de mano de obra	\$189,000
Costo de ingeniería y supervisión	\$37,800
Costo de mantenimiento y reparación	\$315,033
Costo de auxiliares y servicios	\$47,255
Costo de suministros de operación	\$63,007
COSTOS DIRECTOS TOTAL	9'456,217
1.2.COSTOS INDIRECTOS DE MANUFACTURA	
Costos de planillas	\$39,690
Costo de laboratorio	\$37,800
Costos generales de planta	\$18,900
COSTOS INDIRECTOS TOTAL	\$96,390
1.3.COSTOS FIJOS DE MANUFACTURA	
Depreciación	\$1,260,131
Impuestos	\$157,516
Seguros	\$157,516
TOTAL DE COSTOS FIJOS	\$1,575,163
1.4.GASTOS GENERALES	
Ventas	\$157,516
Administración	\$81,275
Investigación y desarrollo	\$37,800

TOTAL GASTOS GENERALES	\$276,591
COSTO TOTAL DE MANUFACTURA	\$11,404,361
2. COSTO UNITARIO	
Producción: 20,000,000 kg.	\$0.5702/kg

Nota: Elaborado por la autora, 2020.

4.1.2 BALANCE ECONÓMICO Y RENTABILIDAD

Con respecto al análisis de la rentabilidad del proyecto se estima un valor de venta puesto en la fábrica de 7 dol/kg

4.1.2.2 RETORNO SOBRE LA INVERSION

- Antes de Impuesto

Se conceptualiza como la relación porcentual de las utilidades antes de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión antes de los impuestos obtenidos es de 52.2%, lo que nos muestra la factibilidad económica del proyecto

- Después del Impuesto.

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades después de impuestos y de inversión total.

Por ello el retorno sobre la inversión después de impuestos obtenidos es de 36.28%, lo que demuestra nuevamente la factibilidad económica del proyecto (Ver Apéndice).

A. TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN

Es el tiempo de recuperación indicado en años, en los cuales se tendrá que recuperar la inversión de capital fijo, esto trabajando en tres turnos de 8 horas, por el tiempo de 300 días al año.

Por lo cual el tiempo de repago de impuestos seria de **1.5 años** y posteriormente de impuestos es de **1.8 años**.

B. PUNTO DE EQUILIBRIO

En este punto es donde nivel de producción, en el cual no se tiene ni pérdidas ni ganancias. Realizando los cálculos este punto es 16.88% de la capacidad total de la planta.

Tabla 20: Estado de Ganancia y pérdidas.

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS	
Producción anual	20,000,000 kg
Precio de venta unitario	\$1.05/kg
Ingreso neto de ventas anuales	\$ 21'000,000
Total del costo de fabricación (producción)	\$ 11,404,361
Utilidad Bruta	\$ 9'595,639
Impuesto a la renta (30 %)	\$ 2,214,378
Utilidad neta	\$ 7,381,261
Ingreso neto de ventas anuales = Producción anual * Precio de venta unitario	
Utilidad Bruta = Ingreso Neto de Ventas Anuales - Costo Total de Fabricación	
Utilidad Neta = Utilidad Bruta - Impuesto a la Renta.	

Nota: Elaborado por la autora, 2020.

Tabla 21: Análisis Económico.

VALORES CALCULADOS		VALOR	ACEPTABLE
a.	Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos	52.2%	> 35 %
b.	Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos	36.28%	> 12 %
c.	Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos	1.5	< 5 años
d.	Tiempo de recuperación del dinero después de impuesto	1.8	
e.	Punto de equilibrio	16.88%	< 50%

Nota: Elaborado por la autora, 2020.

CONCLUSIONES

- El proyecto de instalación de una planta de producción de ácido fórmico se considera rentable, además el retorno sobre la inversión es de 52.20 % antes de impuestos, y de 36.28 % después de impuestos; lo cual nos asegura que es factible de instalar en nuestro país.
- La existencia de un mercado que asegura el consumo de ácido fórmico. Abasteciendo solo al 1% de la industria automotriz como fuente de reserva de hidrogeno, por lo cual tendá un potencial de 23981 toneladas de ácido fórmico.
- La capacidad instalada de la planta de producción de ácido fórmico será de 20000 ton por año, que representa 83.4% del mercado objetivo.
- La **factibilidad económica** de la planta de producción de ácido fórmico se analiza con los siguientes indicadores:
 - La inversión total para la instalación de la planta de producción de ácido fórmico asciende a \$ 16'284,935
 - Punto Equilibrio del proyecto 16.87%.
 - Tiempo de recuperación de la inversión 1.50 años antes de impuestos
 - Tiempo de recuperación de la inversión 1.88 años después de impuestos
 - La tasa de retorno sobre la inversión es de 36.28 % después de los impuestos.
 - El costo por kg de ácido fórmico es \$ 0.5702
 - El precio de venta por kg es \$ 1.05 colocado en fábrica.
- La planta estará al cuidado del medio ambiente, el tratamiento de las aguas residuales del proceso será por evaporación y precipitación para obtener agua fría libre de ácido fórmico y metanol para ser reutilizada en el proceso.

RECOMENDACIONES

- Se recomienda instalar la planta de producción de ácido fórmico a partir de dióxido de carbono en las cercanías de las destilerías autónomas de Piura. Por ser un proyecto rentable.
- Se recomienda instalar una planta de producción de hidrogeno por electrolisis del agua empleando energía eólica o solar para obtener costos más bajos. Además de obtener ácido fórmico con 99.95% de pureza.
- Se anexaría la planta de producción de ácido fórmico a una destilería autónoma para aprovechar el dióxido de carbono que se desecha en la etapa de fermentación. Con el fin de aprovechar el CO₂ y aprovechar su factibilidad económica.
- Proyectar para un futuro una mayor producción de ácido fórmico para usar el dióxido de carbono y de esta manera mejorar la calidad del aire. De esta manera se minimizaría el efecto de CO₂ en el medio ambiente.

BIBLIOGRAFIA

- Aquino, M., Cuevas, A., y Carrillo, A. (2018). Emisiones de gases de invernadero en la agroindustria de la caña de azúcar en México.
- Bailón, M. (2014). Tema I: Productos básicos de la síntesis industrial. Procesos Químicos Industriales. Universidad de Granada.
- Banco Central de Reserva del Perú. (2018). Caracterización del Departamento de Piura. Sucursal Piura. Recuperado de: <http://www.bcrp.gob.pe/docs/Sucursales/Piura/piura-caracterizacion.pdf>
- Borja, S., García, C., Servera, M., Thatchenko, R., Giménez, R. (2016). Planta de producción de ácido fórmico. Trabajo de investigación. Universidad Autónoma de Barcelona.
- Coker, A. (2007). Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants. Vol.1, fourth edition. New York: Elsevier.
- Coulson, J., & Richardson, J. (2005). Chemical Engineering, Volume 6, Fourth Edition. India: Elsevier.
- DQI, Distribuidora de Químicos Industriales (2011). Ficha Técnica: Acido fórmico. Medellín, Colombia.
- Domenech, L., Acosta, L., izquierdo, M., y Baró, L. (2011). Diagnostico preliminar delas emisiones gaseosas en la industria de los derivados de la caña de azúcar. *ICIDCA sobre los derivados de la caña de azúcar*, 45 (3), pp. 30 – 37.
- Lara, M. (2016). Conversión de CO₂ a combustibles líquidos. (tesis de pregrado). Escuela Técnica Superior de Ingenieros. España.
- Moret, S., Dyson, P. y Laurency, G. (2014). Direct synthesis of formic acid from carbon dioxide by hydrogenation in acidic media. *Nature Communications*, DOI:10.1038/NCOMMMS5017.

- Ospina, I. (2011). Acido Fórmico: Ficha Técnica. Distribuidora de Productos Químicos Industriales S.A. Folleto, Medellín, Colombia.
- Pereira, B., Casassas, G., Servera, M., Tkatchenko, R., Gimenez, R. (2016). Planta de Producción de Ácido Fórmico. Tesis de pregrado. Universidad Autónoma de Barcelona.
- Pérez, F., Schoneberger, J., Boulamanti, A., Harrison, G., Tzimas, E. (2016). Formic acid synthesis using CO₂ as raw material: Techno-economic and environmental evaluation and market potential. *International Journal of hydrogen Energy*, 41, 16444-16462.
- Reutemann, W. (2012). Formic Acid. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim. DOI: 10.1002/14356007.a12_013.pub2.
- Robledo, A. (2012). Life Cycle Assessment on the Conversion of CO₂ to Formic Acid. (Master thesis). Norwegian University of Science and Technology.
- Romero, P. (2018). Producción de hidrógeno vía electrolítica para su uso en automoción. (Tesis de pregrado). Universidad de Valladolid. Escuela de Ingenierías Industriales.
- Rousseau, R. (1997). *Handbook of Separation Process Technology*. New York: John Wiley & Sons.
- Shaub, T., Fries, D., Paciello, R., Mohl, K., Schafer, M., Rittinger, M., Schneider, M. (2014). Process for preparing formica acid by reaction of carbón dioxide with hydrogen. Patent No.: US 8,791,297 B2.
- Sinigaglia, T. et al. (2017). Production, storage, fuel stations of hydrogen and its utilization in automotive applications-a review. *International Journal of Hydrogen Energy*. Elsevier Ltd, 42(39), pp. 24597–24611. doi: 10.1016/j.ijhydene.2017.08.063.

APENDICE

A. MACROLOCALIZACIÓN

Tabla 22: Escala de clasificación numérica según preferencia.

PLANTEAMIENTO VERBAL DE LA PREFERENCIA	CALIFICACIÓN NUMÉRICA
Fuertemente preferible	5
Entre moderadamente y fuertemente preferible	4
Moderadamente Preferible	3
Entre igualmente y moderadamente preferible	2
Igualmente, Preferible	1

Nota: Elaborado por la autora, 2020.

Tabla 23: Matriz de Comparación cuantitativa de factores de Macrolocalización.

N°	FACTOR	PESO RELATIVO	LIMA	Pr1	PIURA	Pr2	LAMBAYEQUE	Pr3	LA LIBERTAD	Pr4
1	Cercanía de la materia prima	30%	2	0.6	5	1.5	2	0.6	1	0.3
2	Suministro de servicios Energía	10%	3	0.3	4	0.4	1	0.1	3	0.3
3	Suministro de servicios Agua	10%	4	0.4	4	0.4	1	0.1	2	0.2
4	Suministro de servicios Eliminación de desechos), Disponibilidad	10%	4	0.4	5	0.5	4	0.4	4	0.4
5	de terrenos industriales	20%	1	0.2	4	0.8	1	0.2	1	0.2
6	Mercado	20%	4	0.8	5	1	1	0.2	4	0.8
	TOTAL	100%		2.7		4.6		1.6		2.2

Nota: Elaborado por la autora, 2020.

Tabla 24: Método de calificación de factores de Macrolocalización

Calificación	Tn de CO ₂ producidos	Energía, agua y eliminación de desechos (%)	Disponibilidad de terrenos industriales (miles de hectáreas)	Cercanía a puertos (km)
1	0 a 1000	Menor a 90%	0 a 75	600 a 481
2	2000 a 3000	91% a 93%	75,1 a 150	480 a 361
3	3000 a 4000	93% a 95%	150,1 a 225	360 a 241
4	4000 a 5000	95% a 98%	225,1 a 300	240 a 121
5	5000 a más	98% a 100%	300,1 a 375	120 a 0

Nota. Elaborado por la autora, 2020.

Tabla 25: *Evaluación de datos para la macrolocalización*

	Lima	Piura	Lambayeque	La Libertad
Tn de CO ₂ 2018	10.8	35.8	1.6	2.1
Electricidad %, agua %	97,6%	94.6%	94,5%	93,7%
Eliminación de desechos %, Disponibilidad de terrenos industriales (miles de hectáreas)	96,6%	96.6%	96,7%	92,2%
	98.90%	97,9%	95.60%	97,0%
	280,86	51,3	45,48	35.8
Cercanía a puertos (km)	Lima - Puerto del Callao: 12 km	Piura - Puerto de Paíta: 54.5 Km	Ancash – Puerto de Chimbote: 232,3 Km	La Libertad – Puerto del Salaverry: 129,0 km

Nota. INEI, 2014 – 2019.

B. MICROLOCALIZACIÓN

Tabla 26: *Matriz de Comparación cuantitativa de factores de Microlocalización*

N°.	FACTORES	PESO RELATIVO	SULLANA	Pr1	PAITA	Pr2
1	Cercanía de la materia prima	35%	4	1.4	4	1.4
2	Acceso a vías principales	15%	3	0.45	3	0.45
3	Coste de los locales industriales (dólares/m2)	10%	2	0.2	2	0.2
4	Disponibilidad de insumos	25%	4	1.00	2	0.5
5	Disponibilidad de corredores industriales	15%	3	0.45	3	0.45
	TOTAL	100%		3.50		3.00

Nota. Elaborado por la autora, 2020.

Tabla 27: *Método de calificación de factores de microlocalización*

Calificación	Cercanía de la materia prima (km)	Acceso a vías principales	Costo de los locales industriales	Disponibilidad de insumos	Cercanía a corredores industriales
1	201 a 250	1 a 2	131 a 140	81 a 100 km	1
2	151 a 200	3 a 4	121 a 130	61 a 80 km	2
3	101 a 150	5 a 6	111 a 120	41 a 60 km	3
4	51 a 100	7 a 8	101 a 110	21 a 40 km	4
5	0 a 50	9 a 10	90 a 100	1 a 20 km	5

Nota. Elaborado por la autora, 2020.

Tabla 28: *Evaluación de datos para la microlocalización*

	Sullana	Paita
Cercanía de la materia prima (MML en km)	1.00	70.00
Disponibilidad de vías principales	Carretera Ignacio Escudero Carretera Sullana – Paita Carretera Sullana – Piura Panamerica Norte	Carretera Piura – Paita. Carretera Sullana – Paita Carretera Paita – Piura Panamericana Norte
Costo de los locales industriales (dólares/m2)	1000-1300	2000-2500
Cercanía a corredores industriales	- Puerto de Paita	- Puerto de Paita

Nota. Elaborado por la autora, 2020.

Tabla 29: *Evaluación de datos para la microlocalización – Disponibilidad de Insumos*

		Sullana	Paita
Industrias	Carre. Ignacio		
productoras de etanol	Escudero – San José PI-522	5 min / 2 km	54 min / 41 km
Producción de Hidrogeno	Carre. Ignacio Escudero – San José PI-522	IN SITU	54 min / 41 km
Abastecimiento			
de catalizador y metanol	Lima	1021 km	1048 km

Nota. Elaborado por la autora, 2020.

C. BALANCE DE MASA Y ENERGIA

El balance de masa y energía se realizó en base al diagrama de bloques:

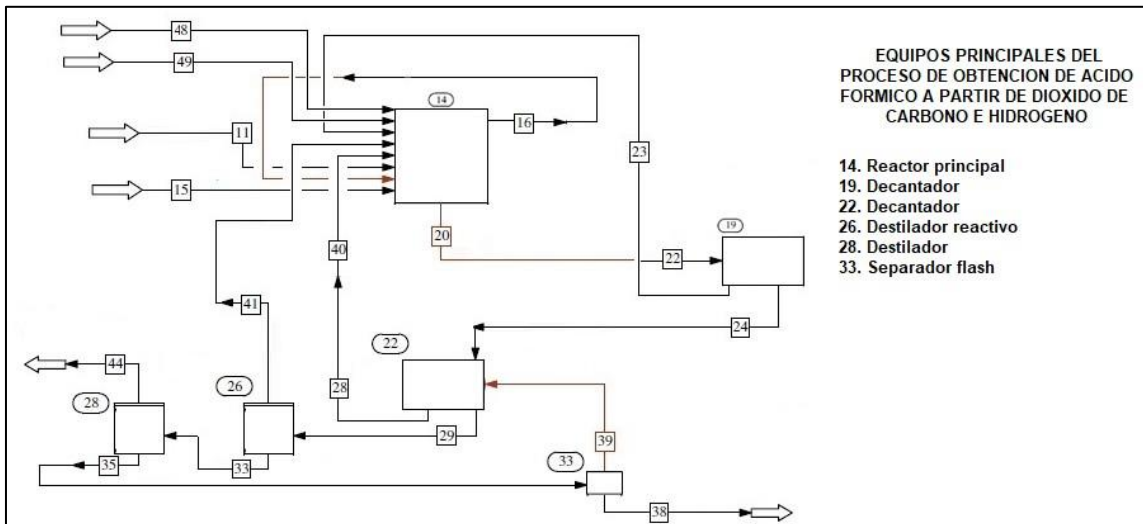
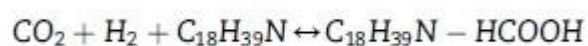


Figura 21: Equipos principales del proceso de obtención de ácido fórmico a partir de dióxido de carbono e hidrógeno.

Nota: Elaboración propia, 2020.

C.1 BALANCE EN EL REACTOR- Unidad 14

Reacción principal



$$44 \text{ kg} \quad 2 \text{ kg} \quad 269 \text{ kg} \quad 269 \text{ kg} + 46 \text{ kg} = 315 \text{ kg}$$

ENTRADAS AL REACTOR

$$m_{\text{CO}_2} := 2395 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{H}_2} := m_{\text{CO}_2} \cdot \frac{2}{44} \quad m_{\text{H}_2} = \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{CHN}_r} := 6.50 \cdot m_{\text{CO}_2} \quad m_{\text{CHN}_r} = \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{CH_3OH} := 1.10 m_{CO_2} \quad m_{CH_3OH} = 2626.597 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Del total alimentado, 99.7% se recicla porque es solo un diluyente y lo que se pierde se tiene que reponer como metanol fresco

Metanol reciclado:

$$m_{CH_3OHrec} := 0.997 m_{CH_3OH} = 2626.597 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Metanol repuesto (nuevo):

$$m_{CH_3OHfresco} := m_{CH_3OH} - m_{CH_3OHrec} = 7.904 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{H_2O} := 0.45 \cdot m_{CO_2} \quad m_{H_2O} = 1077.75 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Del total de agua alimentado, 30% se recicla y el 70% se pierde fuera del sistema y por lo tanto se debe reponer, es igual a 455.175 kg/hr

$$m_{CatRu} := 0.08 \cdot m_{CO_2} \quad m_{CatRu} = 191.6 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CatFos} := 0.04 \cdot m_{CO_2} \quad m_{CatFos} = 95.8 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CO_2r} := 3.998490339 \cdot m_{CO_2} \quad m_{CO_2r} = 9576.384 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{H_2r} := 3.998490338 \cdot m_{H_2} \quad m_{H_2r} = 435.29 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Tota alimentado:

$$m_{Alim} = 32082.688 \cdot \frac{kg}{hr}$$

SALIDAS DEL REACTOR: corriente 18 y 20

$$m_{CO_218} := 0.80 \cdot (m_{CO_2} + m_{CO_2r}) \quad m_{CO_218} = 9577.107 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{H_218} := 0.80 \cdot (m_{H_2} + m_{H_2r}) \quad m_{H_218} = 435.323 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Total corriente 18: total reciclo:

$$m_{18} := m_{CO218} + m_{H218} = 10012.431 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CHNForm20} := 0.20 \cdot (m_{CO2} + m_{CO2r}) \quad m_{CHNForm20} = 17140.846 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Del complejo formado trihexilamina-acido fórmico (CHN-Form), 2503 kg/hr corresponde al ácido fórmico.

$$m_{FormReactor} := \frac{46}{315} \cdot m_{CHNForm20} = 2503.108 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CH3OH20} := m_{CH3OH} \quad m_{CH3OH20} = 2634.5 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{H2O20} := m_{H2O} \quad m_{H2O20} = 1077.75 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CatRu20} := m_{CatRu} \quad m_{CatRu20} = 191.6 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CatFos20} := m_{CatFos} \quad m_{CatFos20} = 95.8 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Total de corriente 20:

$$m_{20} = 22070.258 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Total de masa de salida del reactor: tiene que ser igual al total que ingresa al

$$\text{reactor} \quad m_{salidaR} := m_{20} + m_{18} = 32082.688 \cdot \frac{kg}{hr}$$

C.2 BALANCE EN EL DECANTADOR – Unidad 19

Según Patente US 8,791,297 B2, los componentes de la corriente 20 forman dos fases inmiscibles: una fase ligera rica en trihexilamina que no reacciona y algo de metanol. Y la Fase pesada, formada por el producto, el resto de metanol, toda el agua, el resto de trihexilamina- en este caso la diferencia que

no está enlazada con el ácido fórmico, y en especial el complejo CHN-ácido fórmico.

Fase Ligera: 94% del CHN presente en la corriente 20, y 30% del metanol de la corriente 20

$$m_{CHNfl} := 0.94 \cdot m_{CHN20} \quad m_{CHNfl} = 873.976 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CH_3OHfl} := 0.30 \cdot m_{CH_3OH20} \quad m_{CH_3OHfl} = 790.35 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Total fase ligera:

$$m_{fl} := m_{CHNfl} + m_{CH_3OHfl} \quad m_{fl} = 1664.326 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Fase Pesada: el resto de CHN que sale en la fase ligera, el resto de metanol, todo el producto del reactor (CHN-ácido fórmico), todos los catalizadores y toda el agua.

$$m_{CHNfp} := 0.06 \cdot m_{CHN20} \quad m_{CHNfp} = 55.786 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CH_3OHfp} := 0.70 \cdot m_{CH_3OH20} \quad m_{CH_3OHfp} = 1844.15 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CHNFormfp} := m_{CHNForm20} \quad m_{CHNFormfp} = 17140.846 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{H_2Ofp} := m_{H_2O20} \quad m_{H_2Ofp} = 1077.75 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CatRufp} := m_{CatRu20} \quad m_{CatRufp} = 191.6 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CatFosfp} := m_{CatFos20} \quad m_{CatFosfp} = 95.8 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Total fase pesada:

$$m_{fp} = 20405.932 \cdot \frac{kg}{hr}$$

COMPROBACION

$$m_{fl} + m_{fp} = 22070.258 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{20} = 22070.258 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

CORRIENTES QUE SALEN DEL DECANTADOR 19: la eficiencia de separación de la parte ligera es de 90% según la patente referenciada anteriormente

Corriente 23:

$$m_{CHN23} := 0.90 \cdot m_{CHNfl} \quad m_{CHN23} = 786.579 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{CH3OH23} := 0.90 \cdot m_{CH3OHfl} \quad m_{CH3OH23} = 711.315 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{23} := m_{CHN23} + m_{CH3OH23} \quad m_{23} = 1497.894 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Corriente 24:

$$m_{CHN24} := m_{CHNfp} + 0.10m_{CHN} \quad m_{CHN24} = 143.183 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{CH3OH24} := m_{CH3OHfp} + 0.10 \cdot m_{CH} \quad m_{CH3OH24} = 1923.185 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{CHNForm24} := m_{CHNFormfp} \quad m_{CHNForm24} = 17140.846 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{H2O24} := m_{H2Ofp} \quad m_{H2O24} = 1077.75 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{CatRu24} := m_{CatRufp} \quad m_{CatRu24} = 191.6 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{CatFos24} := m_{CatFosfp} \quad m_{CatFos24} = 95.8 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{24} = 20572.364 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Comprobación:

$$m_{20} = 22070.258 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{23} + m_{24} = 22070.258 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

C.3 BALANCE EN EL DECANTADOR – Unidad 22

Se separa el 70% del metanol, y la totalidad del CHN reciclado de la unidad 33, que es parte del CHN que se produce por descomposición del CHN-ácido fórmico en el destilador reactivo 26, es decir el 40% del CHN que se forma en la columna de destilación reactiva. En la corriente CHN también se incluye el 90% del CHN que no reacciona. Además, se recicla la totalidad de los catalizadores arrastrados por el CHN.

Fase ligera del decantador 22:

$$m_{\text{CHN}28} := 0.40 \cdot m_{\text{CHNForm}20} \cdot \frac{269}{315} + 0.90 \cdot m_{\text{CHN}28} = 5983.96 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{CH}_3\text{OH}28} := 0.70 \cdot m_{\text{CH}_3\text{OH}24} \quad m_{\text{CH}_3\text{OH}28} = 1346.229 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{CatRu}28} := m_{\text{CatRu}24} \quad m_{\text{CatRu}28} = 191.6 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{CatFos}28} := m_{\text{CatFos}24} \quad m_{\text{CatFos}28} = 95.8 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Total corriente 28:

$$m_{28} := m_{\text{CHN}28} + m_{\text{CH}_3\text{OH}28} + m_{\text{CatRu}28} + m_{\text{CatFos}28}$$

$$m_{28} = 7617.59 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Fase pesada del decantador 22:

$$m_{\text{CHN}29} := 0.10 \cdot m_{\text{CHN}24} \quad m_{\text{CHN}29} = 14.318 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{CH}_3\text{OH}29} := 0.30 \cdot m_{\text{CH}_3\text{OH}24} \quad m_{\text{CH}_3\text{OH}29} = 576.956 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}29} := m_{\text{H}_2\text{O}24} \quad m_{\text{H}_2\text{O}29} = 1077.75 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{CHNForm}29} := m_{\text{CHNForm}24} \quad m_{\text{CHNForm}29} = 17140.846 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Total corriente 29:

$$m_{29} := m_{CHN29} + m_{CH_3OH29} + m_{H_2O29} + m_{CHNForm29}$$

$$m_{29} = 18809.87 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

C.4 BALANCE EN EL DESTILADOR REACTIVO- Unidad 26:

Se descompone el complejo CHN-ácido fórmico, de los cuales el 60% del CHN de la descomposición sale por la parte superior y se recicla, también llevando, el resto del metanol y 30% del agua. De metanol solo queda 28.704 kg/hr que ingresa al destilador 28. En las colas sale el 70% del agua, el metanol que debe reponerse y todo el ácido fórmico que se ha formado.

Corriente 41:

$$m_{CHN41} := 0.60 \cdot m_{CHNForm20} \cdot \frac{269}{315} + m_{CHN29} = 8796.961 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{CH_3OH41} := m_{CH_3OH} - m_{CH_3OH23} - m_{CH_3OH28} - m_{CH_3OHfresco}$$

$$m_{CH_3OH41} = 569.052 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{H_2O41} := 0.30 \cdot m_{H_2O29} = 323.325 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Total corriente 41:

$$m_{41} := m_{CHN41} + m_{CH_3OH41} + m_{H_2O41}$$

$$m_{41} = 9689.338 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Corriente 33: formado por el ácido fórmico producido en el reactor, el resto del agua y 40% del CHN que resulta de la descomposición del complejo CHN-ácido fórmico

Corriente 33 = Corriente 34 que entra al segundo destilador:

$$m_{AcForm33} := m_{CHNForm20} \cdot \frac{46}{315} \quad m_{AcForm33} = 2503.108 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{H2O33} := 0.70 \cdot m_{H2O29} \quad m_{H2O33} = 754.425 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CH3OH33} := m_{CH3OHfresco} \quad m_{CH3OH33} = 7.904 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CHN33} := 0.40 \cdot m_{CHNForm20} \cdot \frac{269}{315} \quad m_{CHN33} = 5855.095 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Total corriente 33:

$$m_{33} := m_{AcForm33} + m_{H2O33} + m_{CH3OH33} + m_{CHN33}$$

$$m_{33} = 9120.531 \cdot \frac{kg}{hr}$$

C.5 BALANCE EN EL DESTILADOR – Unidad 28:

En la cabeza sale el 99.60% del ácido fórmico, arrastrando de la diferencia 30% de agua y 70% de metanol

Corriente 44: Corriente Producto

$$m_{AcForm44} := 0.998581 \cdot m_{AcForm33} \quad m_{AcForm44} = 2499.556 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{H2O44} := 0.1334 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CH3OH44} := 0.3113 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{PRODUCTO} := m_{AcForm44} + m_{H2O44} + m_{CH3OH44}$$

$$m_{PRODUCTO} = 2500 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Pureza del producto:

$$Pureza := \frac{m_{AcForm44}}{m_{PRODUCTO}} \cdot 100 = 99.982$$

Corriente 35 = corriente 37: el resto del agua, el resto del ácido fórmico, el resto del metanol y el CHN de la descomposición del complejo CHN-ácido fórmico

$$m_{H_2O37} := m_{H_2O33} - m_{H_2O44} = 754.292 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{CH_3OH37} := m_{CH_3OH33} - m_{CH_3OH44} = 7.592 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{AcForm37} := m_{AcForm33} - m_{AcForm44} = 3.552 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{CHN37} := m_{CHN33} = 5855.095 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Total corriente 35 = Corriente 37

$$m_{37} := m_{H_2O37} + m_{CH_3OH37} + m_{AcForm37} + m_{CHN37}$$

$$m_{37} = 6620.531 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Comprobando

$$m_{33} = 9120.531 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{PRODUCTO} + m_{37} = 9120.531 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

C.6 BALANCE EN EL SEPARADOR 33:

Se separa toda la amina CHN, y el resto se va al desagiie para el tratamiento del agua residual

Corriente 39: todo el CHN

$$m_{CHN39} := m_{CHN37} = 5855.095 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Corriente 38: es el agua residual

$$m_{H_2O38} := m_{H_2O37} = 754.292 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$m_{AcForm38} := m_{AcForm37} = 3.552 \cdot \frac{kg}{hr}$$

$$m_{CH3OH38} := m_{CH3OH37} = 7.592 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Materia orgánica presente, %:

$$\frac{m_{AcForm38} + m_{CH3OH38}}{m_{38}} \cdot 100 = 1.456$$

C.7 TREN COMPRESORAS DIOXIDO DE CARBONO

Balance de energía en el tren de compresoras e intercambiadores

de calor: realizado con Chemcad versión 6.5.7

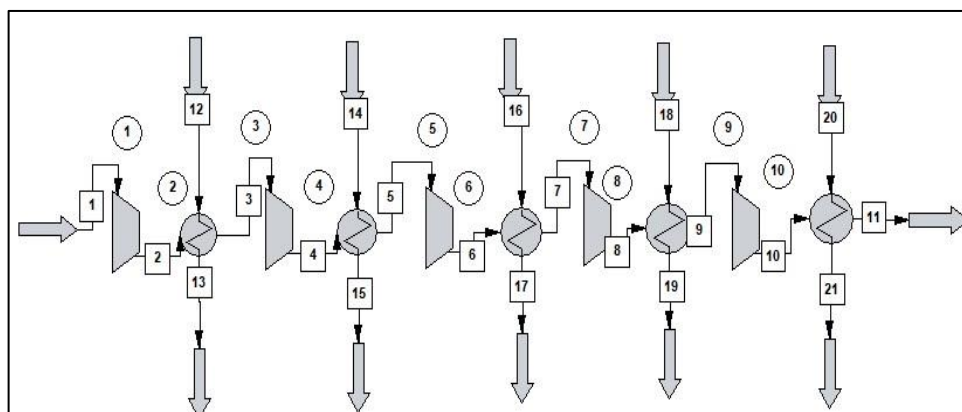


Figura 22: Tren de compresoras – Dióxido de carbono.

Nota: Simulador Chemcad.

Stream No.	2	12	3	13
Stream Name				
Temp C	334.2515	10.0000*	25.0000	55.0000
Pres bar	20.0000	1.0130*	19.9000	0.9130
Enth MMBtu/h	-19.621	-61.139	-20.342	-60.418
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	54.4195	224.6419	54.4195	224.6419
Total kg/h	2395.0000	4046.9236	2395.0000	4046.9236
Total std L ft3/hr	102.2718	142.9159	102.2718	142.9159
Total std V scfh	43074.66	177810.91	43074.66	177810.91
Flow rates in kg/h				
Carbon Dioxide	2395.0000	0.0000	2395.0000	0.0000
Water	0.0000	4046.9236	0.0000	4046.9236

Stream No.	4	14	5	15
------------	---	----	---	----

Stream Name				
Temp C	92.6925	20.0000*	25.0000	
55.0000				
Pres bar	41.0000	1.0130*	40.9000	
0.9130				
Enth MMBtu/h	-20.225	-19.332	-20.403	-
19.154				
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	1.0000	
0.00000				
Total kmol/h	54.4195	71.2176	54.4195	
71.2176				
Total kg/h	2395.0000	1282.9847	2395.0000	
1282.9847				
Total std L ft3/hr	102.2718	45.3082	102.2718	
45.3082				
Total std V scfh	43074.66	56370.89	43074.66	
56370.89				
Flow rates in kg/h				
Carbon Dioxide	2395.0000	0.0000	2395.0000	
0.0000				
Water	0.0000	1282.9847	0.0000	1282.9847

Stream No.	6	16	7	17
Stream Name				
Temp C	63.1094	20.0000*	25.0000	
55.0000				
Pres bar	62.0000	1.0130*	61.9000	
0.9130				
Enth MMBtu/h	-20.348	-17.402	-20.508	-
17.242				
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	1.0000	
0.00000				
Total kmol/h	54.4195	64.1083	54.4195	
64.1083				
Total kg/h	2395.0000	1154.9113	2395.0000	
1154.9113				
Total std L ft3/hr	102.2718	40.7854	102.2718	
40.7854				
Total std V scfh	43074.66	50743.68	43074.66	
50743.68				
Flow rates in kg/h				
Carbon Dioxide	2395.0000	0.0000	2395.0000	
0.0000				
Water	0.0000	1154.9113	0.0000	
1154.9113				

Stream No.	8	18	9	19
Stream Name				
Temp C	48.4963	20.0000*	35.0000	
40.0000				
Pres bar	83.0000	1.0130*	82.9000	
0.9130				
Enth MMBtu/h	-20.480	-39.703	-20.689	-
39.494				
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	1.0000	
0.00000				

Total kmol/h	54.4195	146.2640	54.4195	
146.2640				
Total kg/h	2395.0000	2634.9465	2395.0000	
2634.9465				
Total std L ft3/hr	102.2718	93.0524	102.2718	
93.0524				
Total std V scfh	43074.66	115772.44	43074.66	
115772.44				
Flow rates in kg/h				
Carbon Dioxide	2395.0000	0.0000	2395.0000	
0.0000				
Water	0.0000	2634.9465	0.0000	2634.9465

Stream No.	10	20	11	21
Stream Name				
Temp C	44.1635	20.0000*	30.0000	
35.0000				
Pres bar	105.1000	1.0130*	105.0000	
0.9130				
Enth MMBtu/h	-20.676	-36.647	-20.820	-
36.503				
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	0.00000	
0.00000				
Total kmol/h	54.4195	135.0057	54.4195	
135.0057				
Total kg/h	2395.0000	2432.1277	2395.0000	
2432.1277				
Total std L ft3/hr	102.2718	85.8899	102.2718	
85.8899				
Total std V scfh	43074.66	106861.13	43074.66	
106861.13				
Flow rates in kg/h				
Carbon Dioxide	2395.0000	0.0000	2395.0000	
0.0000				
Water	0.0000	2432.1277	0.0000	
2432.1277				

Resumen del balance de masa y energía del tren de compresoras e intercambiadores de calor.

a) COMPRESORES:

CHEMCAD 6.5.7

Page 1

Simulation: COMPRESORES CO2
01:56:29

Date: 03/06/2020 Time:

Calculation mode : Sequential
Flash algorithm : Normal

Equipment Calculation Sequence
1 2 3 4 5 6 7 8 9 10

No recycle loops in the flowsheet.

Simulation: COMPRESORES CO2
01:56:29

Date: 03/06/2020 Time:

Overall Mass Balance		kmol/h		kg/h	
	Input	Output	Input	Output	
Carbon Dioxide	54.419	54.419	2395.000	2395.000	
Water	641.238	641.238	11551.894	11551.894	
Total	695.657	695.657	13946.894	13946.894	

Overall Energy Balance		MMBtu/h	
	Input	Output	
Feed Streams	-194.533		
Product Streams		-193.631	
Total Heating	0		
Total Cooling	0		
Power Added	0.902328		
Power Generated	0		
Total	-193.631	-193.631	

Resumen del tren de compresión, incluido intercambiadores:

Flujo de entrada: 2395 kg/hr

Temperatura de entrada: 20°C

Presión de entrada: 1.013 bar

Temperatura de salida: 30°C

Presión de salida: 105 bar

Volumen de CO₂ obtenido: 102.2718 pie³/hr

Compresora 1: 270.6896 HP

Compresora 3: 46.1072 HP

Compresora 5: 21.6288 HP

Compresora 7: 10.8322 HP

Compresora 9: 5.3606 HP

Total compresión: 343.7862 HP = 256.36 kW

Volumen de entrada a cada compresor:

Compresor 1: 43074.66 pie³/hr = 717.911 pie³/min; 20 bar = 290.075 psi

Compresor 3: $2201.49 \text{ pie}^3/\text{hr} = 36.6915 \text{ pie}^3/\text{min}$; 41 bar = 594.655 psi

Compresor 5: $1071.142 \text{ pie}^3/\text{hr} = 17.85 \text{ pie}^3/\text{min}$; 62 bar = 899.234 psi

Compresor 7: $707.75 \text{ pie}^3/\text{hr} = 11.796 \text{ pie}^3/\text{min}$; 83 bar = 1203.81 psi

Compresor 9: $528.464 \text{ pie}^3/\text{hr} = 8.807 \text{ pie}^3/\text{min}$; 105.1 bar = 1524.35 psi

Selección de compresoras:

Compresora 1: Compresora de tornillo rotativo, inundado con aceite

Compresora 3: Reciprocante de múltiples etapas.

Compresora 5: Reciprocante de múltiples etapas

Compresora 7: Reciprocante de múltiples etapas

Compresora 9: reciprocante de múltiples etapas

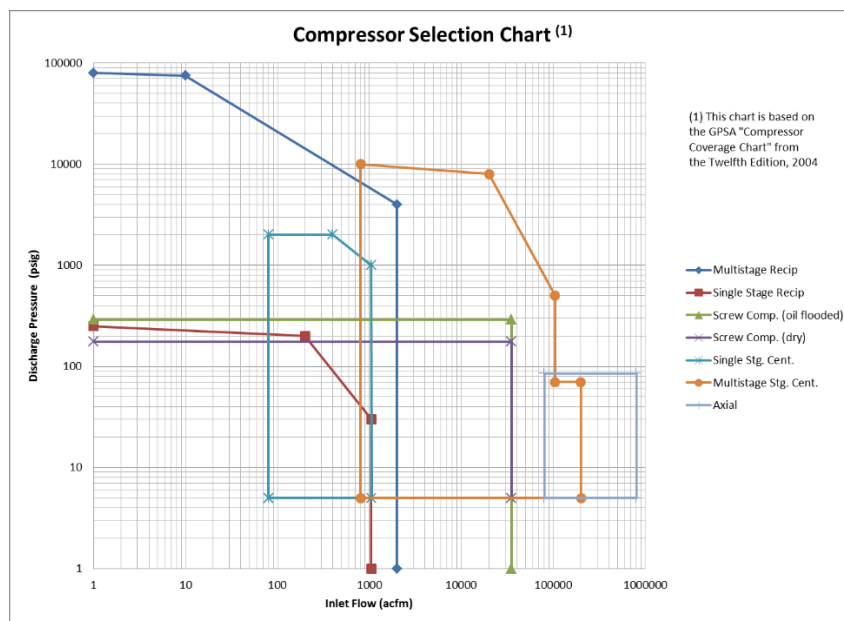


Figura 23: Tabla de selección de compresores para varios diseños de compresores.

Nota: Based on GPSA "Compressor Coverage Chart, Twelfth edition, 2004. Recuperado de:

<https://empoweringcompressors.com/how-to-select-a-compressor-part3/>

b) INTERCAMBIADORES DE CALOR

SUMMARY REPORT

Intercambiador 4:

SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Area	255.20
Shell I.D.	1.00	Area Required	
213.95			

Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	
16.18			
Number of Tubes	115	U (Calc/Service)	
28.54/23.93			
Tube Length	12.00	Heat Calc	
0.21			
Tube O.D./I.D.	0.0625/0.0517	Heat Spec	.18
		Excess %	
19.28			
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.000E-003/1.000E-
003			
Tube Pitch	0.08	Del P(S/T)	0.26/0.04
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	
45.72			
Number of Baffles	55	SS CS Vel	
2.10			
Baffle Spacing	0.20	TW Resist	
0.000200			
Baffle Cut, % Diameter	15	TS Film Coeff	
112.46			
Baffle Type	SSEG	TS Vel	
0.05			
Baffle space def.	Edge-Edge		

Thermodynamics:

K: Ideal Vapor Pressure
H: SRK
D: Library

Number of Components: 2

Calculation Mode: Design

Engineering Units:

Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	bar
Enthalpy	MMBtu
Diameter/Area	ft/ft2
Length/Velocity	ft/(ft/sec)
Film	Btu/hr-ft2-F
Fouling	hr-ft2-F/Btu

Intercambiador 6

SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Area	
570.78			
Shell I.D.	1.27	Area Required	
524.51			
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	
6.43			
Number of Tubes	194	U (Calc/Service)	26.38/24.24
Tube Length	16.00	Heat Calc	
0.17			
Tube O.D./I.D.	0.0625/0.0517	Heat Spec	0.16

8.82		Excess %	
003	Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T) 1.000E-003/1.000E-
	Tube Pitch	0.08	Del P (S/T) 0.10/0.05
	Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff
42.90			
0.65	Number of Baffles	57	SS CS Vel
	Baffle Spacing	0.26	TW Resist
0.000199			
	Baffle Cut, % Diameter	15	TS Film Coeff
99.25			
0.03	Baffle Type	SSEG	TS Vel
	Baffle space def.	Edge-Edge	

Thermodynamics:

K: Ideal Vapor Pressure
H: SRK
D: Library

Number of Components: 2

Calculation Mode: Design

Engineering Units:

Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h) /h
Pressure	bar
Enthalpy	MMBtu
Diameter/Area	ft/ft2
Length/Velocity	ft/(ft/sec)
Film	Btu/hr-ft2-F
Fouling	hr-ft2-F/Btu

Intercambiador 8

SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
255.20	Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Area
248.50	Shell I.D.	1.00	Area Required
11.44	Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD
40.80/39.72	Number of Tubes	115	U (Calc/Service)
0.21	Tube Length	12.00	Heat Calc
0.21	Tube O.D./I.D.	0.0625/0.0517	Heat Spec
			Excess %
2.70			

Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	1.000E-003/1.000E-
003			
Tube Pitch	0.08	Del P (S/T)	0.05/0.05
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	
107.43			
Number of Baffles	55	SS CS Vel	
0.48			
Baffle Spacing	0.20	TW Resist	
0.000199			
Baffle Cut, % Diameter	15	TS Film Coeff	
94.54			
Baffle Type	SSEG	TS Vel	
0.11			
Baffle space def.	Edge-Edge		

Thermodynamics:

K: Ideal Vapor Pressure
H: SRK
D: Library

Number of Components: 2

Calculation Mode: Design

Engineering Units:

Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h) /h
Pressure	bar
Enthalpy	MMBtu
Diameter/Area	ft/ft ²
Length/Velocity	ft/(ft/sec)
Film	Btu/hr-ft ² -F
Fouling	hr-ft ² -F/Btu

Intercambiador 10

SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Area	
210.04			
Shell I.D.	1.00	Area Required	
198.66			
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	
10.15			
Number of Tubes	115	U (Calc/Service)	39.84/37.68
Tube Length	10.00	Heat Calc	
0.15			
Tube O.D./I.D.	0.0625/0.0517	Heat Spec	
0.14			
		Excess %	
5.73			

Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	1.000E-003/1.000E-
003			
Tube Pitch	0.08	Del P (S/T)	0.01/0.05
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	
102.18			
Number of Baffles	55	SS CS Vel	
0.30			

Baffle Spacing 0.20 TW Resist
 0.000199
 Baffle Cut, % Diameter 15 TS Film Coeff
 93.74
 Baffle Type SSEG TS Vel
 0.10
 Baffle space def. Edge-Edge

Thermodynamics:

K: Ideal Vapor Pressure
 H: SRK
 D: Library

Number of Components: 2

Calculation Mode: Design

Engineering Units:

Temperature C
 Flow/Hour (kg/h)/h
 Pressure bar
 Enthalpy MMBtu
 Diameter/Area ft/ft²
 Length/Velocity ft/(ft/sec)
 Film Btu/hr-ft²-F
 Fouling hr-ft²-F/Btu

A.8 TREN DE COMPRESORES DE HIDROGENO

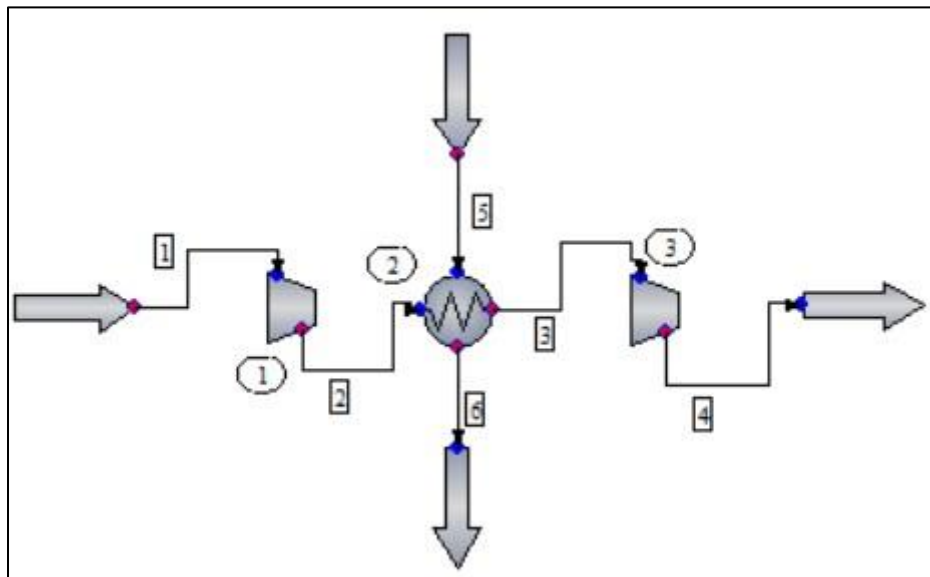


Figura 24: Tren de compresores – Hidrogeno

Nota: Simulación en Chemcad.

STREAM PROPERTIES

Stream No.	1	2	3	4
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	54.0034	54.0034	54.0034	
54.0034				

Mass flow kg/h	108.8600	108.8600	108.8600	
108.8600				
Temp C	20.0000	154.3261	12.0000	
30.0527				
Pres bar	30.0000	88.7000	88.7000	
105.0000				
Vapor mole fraction	1.000	1.000	1.000	1.000
Enth MMBtu/h	-0.0066828	0.19722	-0.016850	
0.010803				
Std. sp gr. wtr = 1	0.070	0.070	0.070	
0.070				
Std. sp gr. air = 1	0.070	0.070	0.070	
0.070				
Average mol wt	2.0158	2.0158	2.0158	
2.0158				
Actual dens lb/ft3	0.1525	0.3023	0.4484	
0.4955				
Actual vol ft3/hr	1573.9381	793.8807	535.1908	
484.3710				
Cp Btu/lbmol-F	6.9107	7.0420	6.9770	
7.0065				
Z factor	1.0160	1.0390	1.0501	
1.0580				
Visc cP	0.008823	0.01151	0.008814	
0.009216				
Th cond Btu/hr-ft-F	0.0991	0.1333	0.0994	
0.1044				

Flow rates in kg/h				
Hydrogen	108.8600	108.8600	108.8600	
108.8600				
Water	0.0000	0.0000	0.0000	
0.0000				

Stream No.	5	6
Name		
- - Overall - -		
Molar flow kmol/h	142.4513	142.4513
Mass flow kg/h	2566.2595	2566.2595
Temp C	4.0000	25.0000
Pres bar	2.0000	2.0000
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000
Enth MMBtu/h	-38.831	-38.617
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622
Average mol wt	18.0150	18.0150
Actual dens lb/ft3	62.4131	62.2225
Actual vol ft3/hr	90.6482	90.9259
Cp Btu/lbmol-F	18.1046	17.9932
Z factor	0.0020	0.0019
Visc cP	1.543	0.9229
Th cond Btu/hr-ft-F	0.3316	0.3502
Surf. tens. dyne/cm	75.7145	72.1035

Flow rates in kg/h		
Hydrogen	0.0000	0.0000
Water	2566.2595	2566.2595
CHEMCAD 7.1.2		

Resumiendo:

Compresora 11

Temperatura y presión de entrada: 20°C y 30 bar

Temperatura y presión de salida: 154.3°C, 88.7 bar

Potencia del motor: 80.13 HP

Compresora 13:

Temperatura y presión de entrada: 12°C y 88.7 bar

Temperatura y presión de salida: 30.05°C, 105 bar

Potencia del motor: 10.9 HP

A.9 ENFRIADOR – N° 18

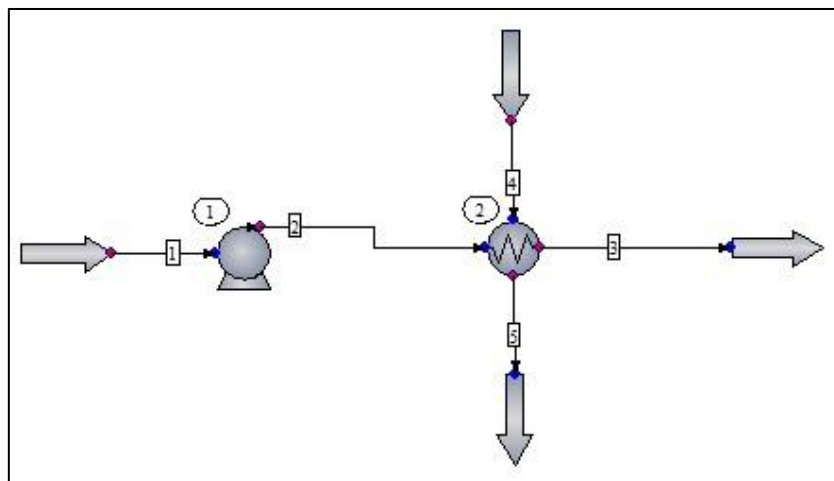


Figura 25: ENFRIADOR – N° 18

Nota: Simulación en Chemcad

Temperatura de entrada: 93°C

Temperatura de salida: 35°C

Corriente de entrada (Corriente 20): 22070.26 kg/hr

Simulación en Chemcad: por similitud en el punto de ebullición se hizo las siguientes consideraciones:

Trihexilamina: di-n-pentilamina

Catalizador de rutenio: octadecafluorooctano

Catalizador en base a fosforo: diclohexilamina

Balance de masa y energía

Calculation mode : Sequential

Flash algorithm : Normal

Equipment Calculation Sequence

1 2

No recycle loops in the flowsheet.

Overall Mass Balance	kmol/h		kg/h	
	Input	Output	Input	Output
Methanol	82.220	82.220	2634.500	2634.500
Formic acid, met	41.682	41.682	2503.108	2503.108
Di-n-Pentylamine	98.968	98.968	15567.500	15567.500
Water	1271.613	1271.613	22908.100	22908.100
Dicyclohexylamin	1.057	1.057	191.600	191.600
octadecafluoroooc	0.219	0.219	95.800	95.800
Total	1495.757	1495.757	43900.609	43900.609

Overall Energy Balance	MMBtu/h	
	Input	Output
Feed Streams	-400.567	
Product Streams		-400.479
Total Heating	0	
Total Cooling	0	
Power Added	0.0875619	
Power Generated	0	
Total	-400.479	-400.479

CHEMCAD 7.1.2

Resultado:

Bomba centrifuga: tres etapas

EQUIPMENT SUMMARIES

Pump Summary

Equip. No.	1
Name	
Output pressure bar	130.0000
Efficiency	0.8000
Calculated power hp	34.4122
Calculated Pout bar	130.0000
Head ft	1119.5098
Vol. flow rate ft3/hr	1043.2446

Mass flow rate kg/h 22070.2578
CHEMCAD 7.1.2

INTERCAMBIADOR DE CASCO Y TUBO- ENFRIADOR 18

SUMMARY REPORT

```

General Data:
Exch Class/Type      R/AEL
Shell I.D.           2.58
Shell in Series/Parallel 1/1 COR
Number of Tubes      866
Tube Length          20.00
Tube O.D./I.D.       0.0625/0.0517

Heat Transfer Data:
Effective Transfer Area 3251.99
Area Required           3219.29
LMTD                    25.00
U (Calc/Service)       20.90/20.69
Heat Calc               3.06
Heat Spec               3.03
Excess %

1.02
Tube Pattern          TRI60
Foul (S/T)            1.000E-003/1.000E-003
Tube Pitch            0.08
Del P(S/T)            -0.04/0.08
Number of Tube Passes 1
SS Film Coeff         263.60
Number of Baffles     36
SS CS Vel

0.23
Baffle Spacing        0.52
TW Resist

0.000199
Baffle Cut, % Diameter 15
TS Film Coeff

29.04
Baffle Type           SSEG
TS Vel

0.15
Baffle space def.     Edge-Edge

Thermodynamics:
K: PSRK
H: Mixed Model
D: Library

```

Number of Components: 6

Calculation Mode: Design

Engineering Units:

```

Temperature          C
Flow/Hour             kg/h)/h
Pressure              bar
Enthalpy              MMBtu
Diameter/Area         ft/ft2
Length/Velocity       ft/(ft/sec)
Film                  Btu/hr-ft2-F
Fouling               hr-ft2-F/Btu
CHEMCAD 7.1.2

```

Propiedades de todas las Corrientes:

STREAM PROPERTIES	1	2	3	4
Stream No.				
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	283.9699	283.9699	283.9699	1211.7874
Mass flow kg/h	22070.2578	22070.2578	22070.2578	21830.3496
Temp C	93.0000	93.6838	35.0000	20.0000

Pres bar	105.0000	130.0000	130.0000	1.0000
Enth MMBtu/h	-71.629	-71.541	-74.569	-328.94
Std. sp gr. wtr = 1	0.815	0.815	0.815	1.000
Average mol wt	77.7204	77.7204	77.7204	18.0150
Actual dens lb/ft3	46.6397	46.6002	49.7710	62.2934
Actual vol ft3/hr	1043.2446	1044.1289	977.6095	772.5970
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	283.9699	283.9699	283.9699	1211.7874
Mass flow kg/h	22070.2578	22070.2578	22070.2578	21830.3496
Cp Btu/lbmol-F	47.9324	47.8154	43.7851	18.0072
Z factor	0.4358	0.5365	0.6022	0.0010
Visc cP	0.3792	0.3845	0.7502	1.033
Th cond Btu/hr-ft-F	0.0744	0.0743	0.0826	0.3461
Surf. tens. dyne/cm	19.5369	19.4684	25.3313	72.9664
Flow rates in kg/h				
Methanol	2634.5002	2634.5002	2634.5002	0.0000
Formic acid, met	2503.1079	2503.1079	2503.1079	0.0000
Di-n-Pentylamine	15567.5010	15567.5010	15567.5010	0.0000
Water	1077.7500	1077.7500	1077.7500	21830.3496
Dicyclohexylamin	191.6000	191.6000	191.6000	0.0000
octadecafluoroooc	95.8000	95.8000	95.8000	0.0000
Stream No.	5			
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	1211.7874			
Mass flow kg/h	21830.3496			
Temp C	55.0000			
Pres bar	1.0000			
Vapor mole fraction	0.0000			
Enth MMBtu/h	-325.91			
Tc C	374.2000			
Pc bar	221.1823			
Std. sp gr. wtr = 1	1.000			
Std. sp gr. air = 1	0.622			
Degree API	10.0000			
Average mol wt	18.0150			
Actual dens lb/ft3	61.5196			
Actual vol ft3/hr	782.3145			
Std liq ft3/hr	770.9326			
Std vap 0 C scfh	959166.6875			
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	1211.7874			
Mass flow kg/h	21830.3496			
Average mol wt	18.0150			
Actual dens lb/ft3	61.5196			
Actual vol ft3/hr	782.3145			

D. DISEÑO DE EQUIPOS

D.1 DECANTADOR - UNIDAD 19

Configuración recomendada para un decantador horizontal continuo

(Rousseau, 1997, p. 151)

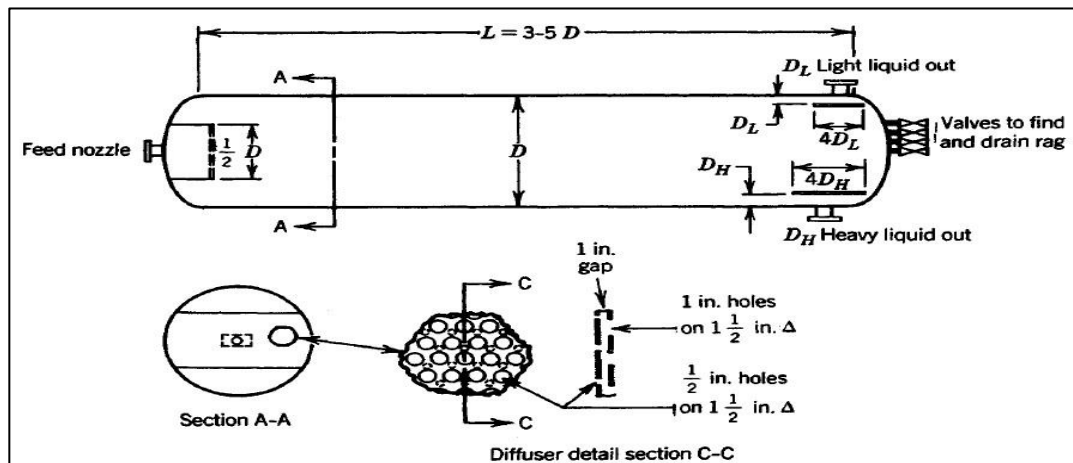


Figura 26: Dimensiones básicas de un decantador por gravedad 1.

Nota: Coker, 2007; pag. 388.

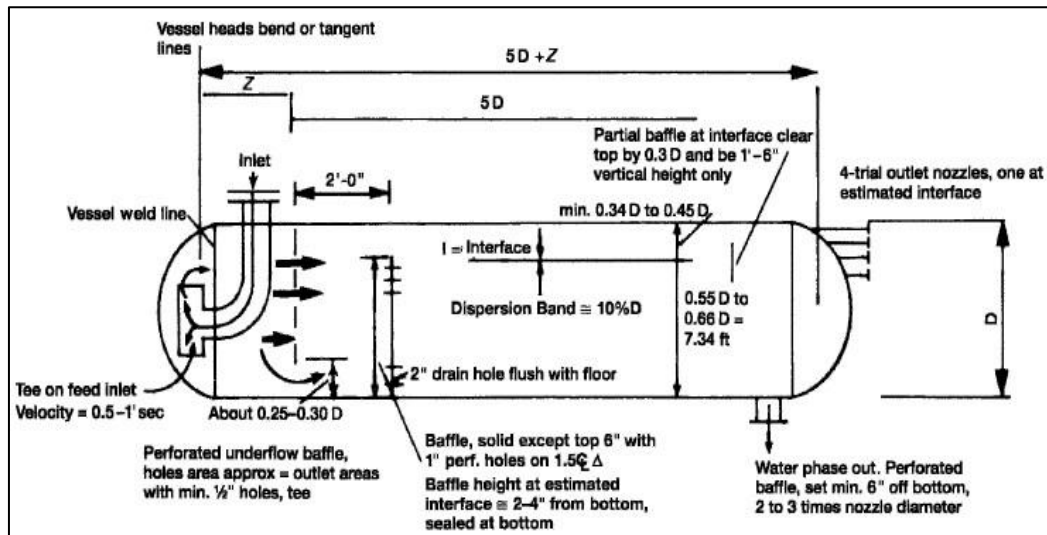


Figura 27: Dimensiones básicas de un decantador por gravedad 2.

Nota: Coker, 2007; pag. 388.

Tiempo de residencia: 5 a 10 min, se recomienda preferiblemente 3 a 5 min
(Coulson & Richardson, 2005, pp. 441-445)

Flujo: de la simulación del intercambiador N° 18, corriente 22 según diagrama

$$\text{Flujo: } 22070.26 \text{ kg/hr} = 977.6095 \text{ pie}^3/\text{hr} = 27.6828 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Tiempo de residencia: se va tomar 5 minutos} = 0.083 \text{ hr}$$

$$\text{Volumen requerido: } 27.6828 \times 0.083 = 2.298 \text{ m}^3$$

Considerando un volumen adicional de 5% por dispositivos internos

Volumen de diseño: $1.05 \times 2.298 = 2.413 \text{ m}^3$

Cálculo online: <https://checalc.com/calc/vessel.html>

The screenshot shows a web-based calculator for vessel volume. The 'Data' section on the left contains the following inputs: Orientation is 'Horizontal'; Vessel Head is 'Ellipsoidal' with a note 'For 2:1 Elliptical Head, a = D/4 = 200.00'; Diameter (D) is '800 mm'; Straight Length (L) is '4534 mm'; Inside Dish Depth (a) is '200.00 mm'; and Level (H) is '800 mm'. The 'Result' section on the right shows 'Filled Volume' and 'Total Volume' both as '2.4131 m³'. Below the results is a 'Sketch' of a horizontal vessel with a green fill and a red 'Units' button at the bottom.

Espesor del tanque: <https://checalc.com/calc/vesselThick.html>

The screenshot shows a web-based calculator for vessel thickness. The 'Vessel Data' section on the left contains the following inputs: Pressure is '130 Bar A'; Temperature is '38 °C'; Vessel Diameter is '800 mm'; Metallurgy is 'SS SA-240 GR.304'; Joint Efficiency (J.E.) Factor for Division 1 is '0.85'; and Division 2 is '1.00'. The 'Result' section on the right shows 'Vessel Thickness as per ASME Sec VIII' with 'Div 1' at '1.86 inch', 'Div 2' at '1.54 inch', and 'Applicable Code' as 'Div 1'. A red 'Units' button is at the bottom.

Diámetro de la tubería de entrada:

Velocidad del fluido: $\leq 1 \text{ pie/seg}$,

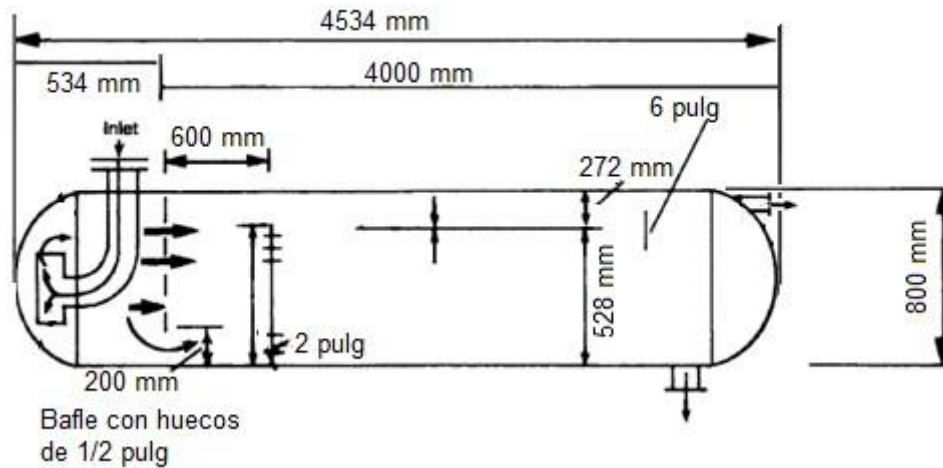
se va a considerar $0.8 \text{ pie/seg} = 0.244 \text{ m/s}$

Flujo volumétrico: $27.6828 \text{ m}^3/\text{hr} = 0.008 \text{ m}^3/\text{s}$

Área de tubería: $0.008/0.244 = 0.033 \text{ m} = 3.3 \text{ cm} = 1.299 \text{ pulg}$

Se va a considerar tamaño comercial: 1.5 pulgadas

Utilizando los factores dados en la figura se presenta los resultados:



D.2 DECANTADOR – UNIDAD 22

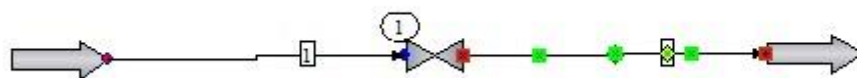
Presión de operación: 70 bar

Temperatura: 35°C

Flujo total: corriente 24 + corriente 39 = 20572.36 + 5855.09 = 26427.45

kg/hr

El flujo pasa por una válvula:



STREAM PROPERTIES		
Stream No.	1	2
Name		
- - Overall - -		
Molar flow kmol/h	293.9927	293.9927
Mass flow kg/h	26427.4473	26427.4473
Temp C	35.0000	36.7432
Pres bar	105.0000	70.0000
Actual dens kg/m3	791.5266	790.1484
Actual vol m3/h	33.3880	33.4462
Cp Btu/lbmol-F	49.3629	49.6524
Visc cP	0.8186	0.7760
Th cond Btu/hr-ft-F	0.0794	0.0792
Surf. tens. dyne/cm	25.3385	25.1670
CHEMCAD 7.1.2		

Flujo: de la simulación del intercambiador N° 18, corriente 22 según diagrama

Flujo volumétrico: $33.4462 \text{ m}^3/\text{hr}$

Tiempo de residencia: se va tomar 5 minutos = 0.083 hr

Volumen requerido: $33.4462 \times 0.083 = 2.776 \text{ m}^3$

Considerando un volumen adicional de 5% por dispositivos internos

Volumen de diseño: $1.05 \times 2.776 = 2.915 \text{ m}^3$

Cálculo online: <https://checalc.com/calc/vessel.html>

The screenshot shows a web-based calculator for vessel design. It has two main tabs: 'Data' and 'Result'. The 'Data' tab is active, showing various input fields for vessel parameters. The 'Result' tab shows the calculated 'Filled Volume' and 'Total Volume' as 2.9149 m³. A 'Sketch' button is visible, and a 3D model of a vessel is shown. A 'Units' button is at the bottom right.

Parameter	Value	Unit
Orientation	Horizontal	
Vessel Head	Ellipsoidal	
For 2:1 Elliptical Head, a = D/4 = 213.75		
Diameter (D)	855	mm
Straight Length (L)	4797	mm
Inside Dish Depth (a)	210	mm
Level (H)	855	mm
Filled Volume	2.9149	m³
Total Volume	2.9149	m³

Espesor del tanque: <https://checalc.com/calc/vesselThick.html>

Vessel Data		Result
Pressure <input type="text" value="70"/> Bar A		Vessel Thickness as per ASME Sec VIII Div 1 1.03 inch Div 2 0.86 inch Applicable Code Div 1
Temperature <input type="text" value="38"/> ° C		
Vessel Diameter <input type="text" value="855"/> mm		
Metallurgy <input type="text" value="SS SA-240 GR.304"/>		
Joint Efficiency (J.E.) Factor for Division 1 <input type="text" value="0.85"/>		
Division 2 <input type="text" value="1.00"/>		

Diámetro de la tubería de entrada:

Velocidad del fluido: ≤ 1 pie/seg,

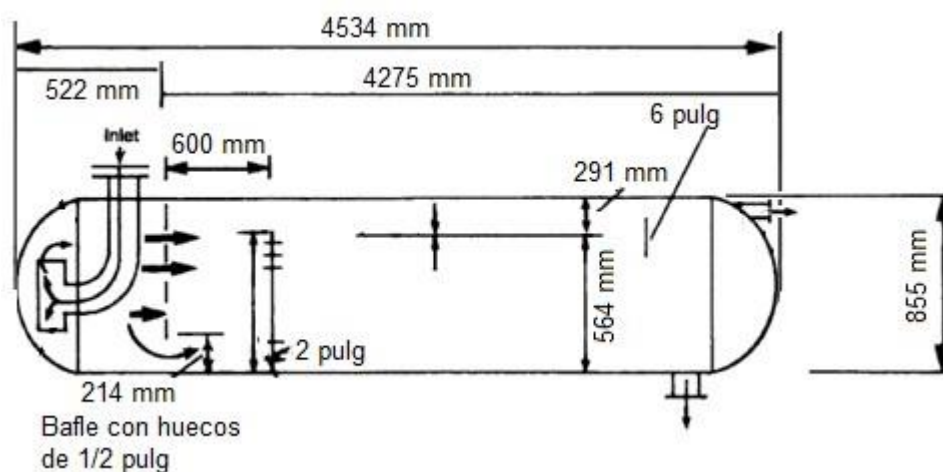
se va a considerar $0.6 \text{ pie/seg} = 0.183 \text{ m/s}$

Flujo volumétrico: $33.4462 \text{ m}^3/\text{hr} = 0.009 \text{ m}^3/\text{s}$

Área de tubería: $0.009/0.183 = 0.049 \text{ m} = 4.9 \text{ cm} = 1.929 \text{ pulg}$

Se va a considerar tamaño comercial: 2.0 pulgadas

Utilizando los factores dados en la figura se presenta los resultados:



D.3 DISEÑO DEL REACTOR – UNIDAD 14

Tipo de reactor: CSTR

Tiempo de residencia: 10 – 50 minutos (Patente N° US 8,791,297 B2, pp.12)

Se va a considerar 30 minutos

Temperatura de operación: 93°C

Presión de operación: 130 bar

Flujo total:

Corriente 48: 7.904 kg/hr

Corriente 49: 754.29 kg/hr

Corriente 11: 2395 kg/hr

Corriente 15: 108.86 kg/hr

Corriente 23: 1497.89 kg/hr

Corriente 41: 9689.34 kg/hr

Corriente 40 = 28: 7617.59 kg/hr

Corriente 16: 11012.43 kg/hr

Total: 32082.688 kg/hr

Calculo del flujo volumétrico: usando Chemcad

STREAM PROPERTIES		
Stream No.	1	2
Name		
- - Overall - -		
Molar flow kmol/h	784.2696	784.2697
Mass flow kg/h	32083.3047	32083.3047
Temp C	30.0000	29.6357
Pres bar	105.0000	100.0000
Vapor mole fraction	0.5693	0.5726
Enth MMBtu/h	-162.95	-162.95
Std. sp gr. wtr = 1	0.686	0.686
Average mol wt	40.9085	40.9085
Actual dens kg/m3	238.2890	229.4359
Actual vol m3/h	134.6403	139.8356
- - Vapor only - -		
Cp Btu/lbmol-F	9.1007	9.0594
Z factor	0.9584	0.9577
Visc cP	0.01716	0.01704
Th cond Btu/hr-ft-F	0.0482	0.0477
- - Liquid only - -		
Cp Btu/lbmol-F	36.9955	37.1412
Z factor	0.4336	0.4152
Visc cP	0.4488	0.4491
Th cond Btu/hr-ft-F	0.0698	0.0703
Surf. tens. dyne/cm	12.2114	12.8931

Flow rates in kg/h		
Methanol	2634.5029	2634.5032
Di-n-Pentylamine	15567.5010	15567.5010
Water	1077.6100	1077.6101
Dicyclohexylamin	191.6000	191.6000
octadecafluoroooc	95.8000	95.8000
Carbon Dioxide	11972.1104	11972.1104
Hydrogen	544.1800	544.1799
CHEMCAD 7.1.2		

Flujo volumétrico total: 134.6403 m³/hr

Fracción de vapores: 43%

Fracción líquido: 57 %

Tomando un tiempo de residencia de 12.5 minutos

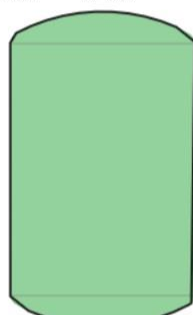
Volumen neto: $(12.5/60) \times 134.6403 = 28.05 \text{ m}^3$

Considerando un 5% adicional por instalaciones internas (mezclador, baffles)

Volumen total: $28.05 \times 1.05 = 29.453 \text{ m}^3$

Se va a considerar 30 m³

Calculando dimensiones del reactor: <https://checalc.com/calc/vessel.html>

Datos	Resultado
Orientación	
Vertical	
Cabeza del recipiente	
ASME F&D	
ASME F & D / Torisférica	f = 1 k = 0.06
F&D estándar	f = 1 k = 0.75 "a 2"
80:10 F&D	f = 0.8 k = 0.1
Diámetro (D)	
2900	mm
Longitud recta (L)	
3944	mm
f, parámetro del radio del plato	
1.0	
k, parámetro de radio de nudillo	
0.06	
Nivel (H)	
4926	mm
Level in Vessel	
Bosquejo 	
Unidades	

SISTEMA DE AGITACION DEL REACTOR

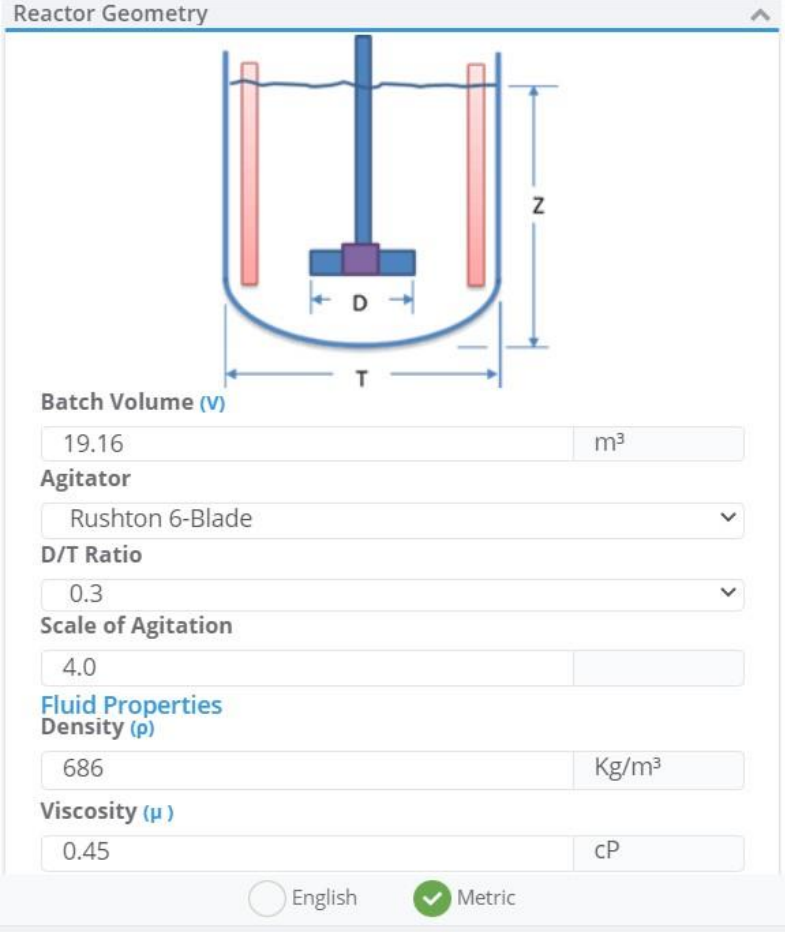
Volumen de agitación: $0.639 \times 30 = 19.16 \text{ m}^3$

Utilizando software online: <https://checalc.com/solved/agitator.html>

Con los datos de chemcad

AGITATOR POWER

Calculates agitator speed and power requirement for a given reactor geometry and mixture properties



Reactor Geometry

Diagram showing a stirred tank reactor with dimensions: T (Tanks diameter), D (Agitator diameter), and Z (Liquid height).

Batch Volume (V)

19.16 m^3

Agitator

Rushton 6-Blade

D/T Ratio

0.3

Scale of Agitation

4.0

Fluid Properties

Density (ρ)

686 Kg/m^3

Viscosity (μ)

0.45 cP

☐ English ☒ Metric

Scale of Agitation 1 is quite mild, 3 is normal, 6 is vigorous and 10 is violent.

Scale of 1 to 2

Characteristic of application requiring minimum fluid velocities to produce a flat but moving fluid batch surface. Scale 2 agitation will blend miscible fluids with specific gravity differences less than 0.1 and viscosity ratio of 100.

Scale of 3 to 6

Characteristic of fluid velocities in most chemical process industry's agitated batches. Scale 6 agitation will blend miscible fluids with specific gravity differences less than 0.6 and viscosity ratio of 10,000.

Scale of 7 to 10

Characteristic of applications requiring high fluid velocity agitated batches. Scale 10 agitation will blend miscible fluids with specific gravity differences less than 1.0 and viscosity ratio of 100,000.

Result	
Batch Volume	$= \pi \cdot Teq^3/4$
Teq	$= 2900.2 \text{ mm}$
Agitator Diameter (D)	$= 0.30 \cdot Teq$
D	$= 870.1 \text{ mm}$
Bulk Velocity (Vc)	$= \text{Scale of Agitation} \cdot 6 \text{ ft/min}$
Vc	$= 0.12 \text{ m/s}$
Pumping Rate (Q)	$= Vc \cdot (\pi \cdot Teq^2)/4$
Q	$= 0.81 \text{ m}^3/\text{s}$
Flow Number (Nq)	
0.720	
Agitator Speed (N)	$= 101.90 \text{ rpm}$
Reynolds Number	$= 1960008$
Power Number is determined based on Reynolds number from generic agitator curves.	
Power Number (Np)	
5.500	
Power, P is calculated using definition of power number.	
Power (P)	$= Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5$
P	$= 9.22 \text{ kW}$
Assuming loading of 80%, motor power required	
Motor Power	$= 11.52 \text{ kW}$

Motor requerido: 11.52 kW

DIMENSIONES DEL SERPENTIN DE CALENTAMIENTO

Calor de Reacción: usando chemcad

- Stoichiometric Reactor (REAC) -

General Specifications | More Components

Specify Thermal Mode: ID: 1

☐ 1. Adiabatic

☒ 2. Isothermal 93 C

☐ 3. Heat Duty 21399.3 kJ/h

Key Component 2 Carbon Dioxide

Frac. Conversion 0.5

Heat of Reaction kJ/kmol

Reactor Pressure 105 bar

Calc H of Reac. 41120 kJ/kmol

Ideal gas state

Stoichiometric Coefficients: 0. Mole base

Hydrogen -1

Carbon Dioxide -1

Formic acid, met 1

Help Cancel OK

Calor necesario para la reacción:

En base a los kmol de hidrogeno reaccionados:

Flujo de hidrogeno: 108.864 kg/hr = 54.432 kmol/hr

Conversión por paso: 20%

Calor necesario: $54.432 \times 41120 \times 0.2 = 447550.08$ kJ/hr

Calor para calentar flujo de entrada de 30°C a 93°C

Flujo total: 32083.3047 kg/hr = 134.64 m³/hr

Cp = 9.1007 Btu/lbmol.°F = 0.931416 kJ/kg.K

Heat Capacity			
MW	40.9085		
Btu/lbmol-F	9.1007	Btu/lb-F	0.222465
kJ/kmol-K	38.1028	kJ/kg-K	0.931416
J/kmol-K	38102.8	J/kg-K	931.416
kcal/kmol-C	9.10071	kcal/kg-C	0.222465
kcal/mol-C	0.00910071	kcal/g-C	0.000222465

$Q_c = 32083.3047 \times 0.931416 \times (93 - 30) = 1733208.393$ kJ/hr

Calor total teorico: $447550.08 + 1733208.393 = 2180758.473$ kJ/hr

Considerando un 5% por perdidas

Calor total real: $1.05 \times 2180758.473 = 2289794.227$ kJ/hr

Cantidad de vapor necesario:

Vapor saturado 120°C, 2202.15 kJ/kg, 0.891304 m³/kg

Vapor necesario: $2289794.227 / 2202.15 = 990.285$ kg/hr

Vapor necesario: $990.285 \times 0.891304 = 882.645$ m³/hr

DIMENSIONAMIENTO DE LA CHAQUETA DE CALENTAMIENTO

Usando software de Chemical Engineer's Guide

Jacketed Vessel Heat Transfer (Half Pipe Coil)		
0.000	Tag No.	R-101
Chemical Engineer's Guide	Description	Reactor
	Date	3-January-20
User Input	By	CheGuide

Tabla 30: Dimensionamiento de la chaqueta de calentamiento.

Process Side			
Impellor		Retreating 6 Blade Turbine	
Vessel Diameter, Dt		mm	2900
Impellor Diameter, D		mm	837.7
Impellor Speed, N		rpm	105.84
Fluid Properties			
Density	ρ	kg/m ³	686
Viscosity	μ	cP	0.45
Specific Heat	Cp	kcal/kg.°C	0.736
Conductivity	k	kcal/m.h.°C	0.1038
Viscosity wall	μ_w	cP	0.45
Fouling factor	f	m ² .h.°C/kcal	0.0002
Process Side, hi			
Reynold's Number			1.9.E+06
Prandtl Number			11.49
Nusselt's Number			23430
hi		kcal/m ² .h.°C	838.6
Wall temperature		°C	100.1
Overall Heat Transfer Coefficient, U			
			Stainless Steel
Vessel Material			

Vessel Thickness	mm	18.0
	kcal/m ² .h.°C	335.3
Overall H.T.C		

Heating / Cooling Time		
	Non-Isothermal	
Type		
	mm	2000
Vessel TL-TL		
	mm	1000
Filled Height		
Heat Transfer Area	m ²	8.20
	min	25.81
Time		

Fluid Temperature		
Process Fluid Initial	°C	35.0
Process Fluid Final	°C	93.0
Jacket Fluid Inlet	°C	120.0
Jacket Fluid Outlet	°C	94.5

Coil Side		
Type	Half Pipe Coil 180°	
Nominal Pipe Size	inch	2
Flowrate	m ³ /h	882.645
Pipe Coil I.D.	mm	52.50

Fluid Properties		
Density	ρ	kg/m ³
		1.2
Viscosity	μ	cP
		0.0124

Specific

Heat Cp kcal/kg.°C 0.905

Conductivity k kcal/m.h.°C 0.193

Viscosity

wall μ_w cP 0.0123

Fouling

factor f m².h.°C/kcal 0.0002

Coil Side, ho

Reynold's Number 1.81E+06

Prandtl Number 0.21

Nusselt's Number 1795

ho kcal/m².h.°C **4201**

Velocity m/s 226.50

Flow Regime Turbulent

For Isothermal Heating/ Cooling

Coil Side, ho kcal/m².h.°C 7323.64

(For Steam ~ 1500 BTU/ft².h.oF)

Modified U kcal/m².h.°C 347.1

Use Modified Heat Transfer No

Coefficient, U for Time Calculation

Nota. Usando software de Chemical Engineer's Guide

Entonces:

$$U = 347.1 \text{ kcal/m}^2.\text{hr}.\text{°C} = 1453.237 \text{ kJ/m}^2.\text{hr}.\text{°C}$$

Fluido frio: de 30°C a 93°C

Fluido caliente: de 120°C a 94.5°C

$$\Delta T_{LMT} = 41.21^{\circ}\text{C}$$

Área de serpentín requerida:

$$\text{Área} = 2289794.227 / (1453.237 \times 41.21) = 38.235 \text{ m}^2$$

Usando datos de Spirax Sarco:

<https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam/steam-engineering-principles-and-heat-transfer/heating-with-coils-and-jackets#article-top>

Table 2.10.3 Nominal surface areas of steel pipes per meter length

Nominal bore (mm)	25	32	40	50	65	80
Surface area (m ² /m)	0.106	0.134	0.152	0.189	0.239	0.279

$$\text{Longitud necesaria: } 38.235 / 0.189 = 202.3 \text{ m}$$

$$\text{Longitud de una vuelta: } 3.1416 \times 2.90 = 9.11 \text{ m}$$

$$\text{Numero de vueltas: } 202.3 / 9.11 = 22.206 \text{ vueltas}$$

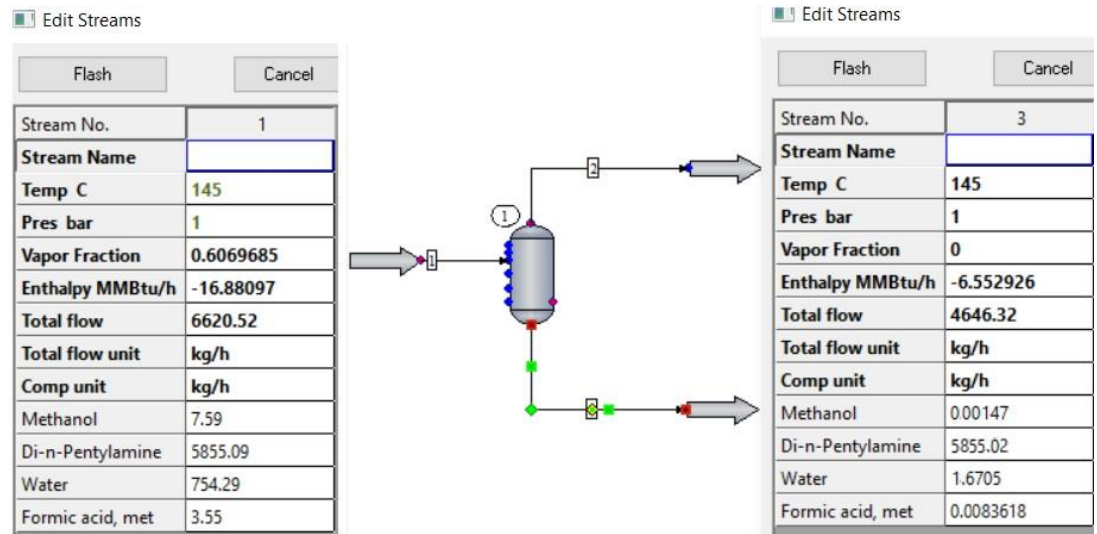
Se considera 23 vueltas

$$\text{Altura total requerida para el serpentín: } (23 + 1) \times 0.05 = 1.2 \text{ m}$$

Altura disponible para calentamiento: 2.0 m

Por lo tanto, el cálculo esta OK.

Para la separación completa utilizando el simulador Chemcad, se tiene que trabajar a 1 bar y 145 °C



Simulation: SEPARADOR FLASH-AC.FORMICO

Preliminary Vertical Vessel Sizing for Unit # 1
0

Loadings and Properties

Liquid

Flow rate
4646.3198 kg/h
Flow rate
6.8216 m³/h
Density
681.1226 kg/m³

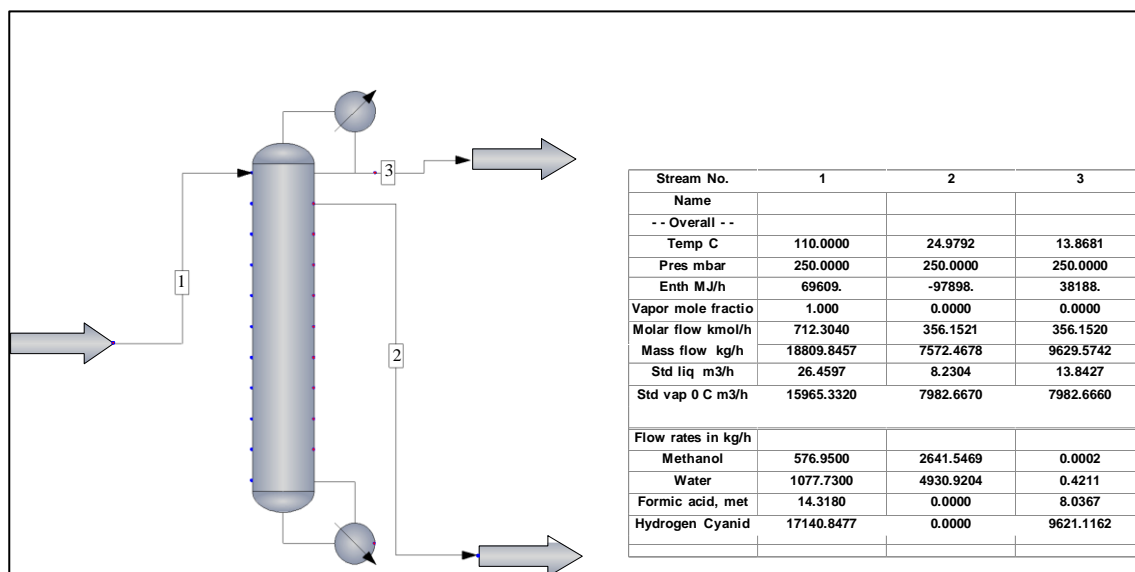
Vapor

1974.2003 kg/h
1655.7478 m³/h
1.1923 kg/m³

K constant	0.4305	ft/sec
Min disengaging height	4.0000	ft
Min liq to inlet height	1.5000	ft
Mist eliminator	0.5000	ft
Design pressure	1.2000	bar
Allowable stress	10.2500	bar
Shell joint efficiency	1.0000	
Head joint efficiency	1.0000	
Head type	Ellipsoidal	
Corrosion allowance	0.0104	ft
Vessel density	7833.4126	kg/m ³
Weight percent allowance	20.0000	
Inside diameter ID	2.5000	ft
V _{max}	10.2797	ft/sec
Surge time	1.0000	min.
Retention time	5.0000	min.
High liquid level HLL	4.9076	ft
Normal liquid level NLL	4.0897	ft
Length	10.9076	ft

Length / Diameter ratio 4.3630
 Shell thickness 0.1771 ft
 Head thickness 0.1667 ft
 Shell weight 3603.4160 kg
 Head weight 949.5826 kg
 Total weight (empty) 4553.0000 kg
 Total vessel volume 1.6320 m3
 Total weight (full) 5664.5830 kg
 Total weight (full) w/allow. 6575.1826 kg
 CHEMCAD 7.1.2

D.5 DESTILADOR – UNIDAD 26



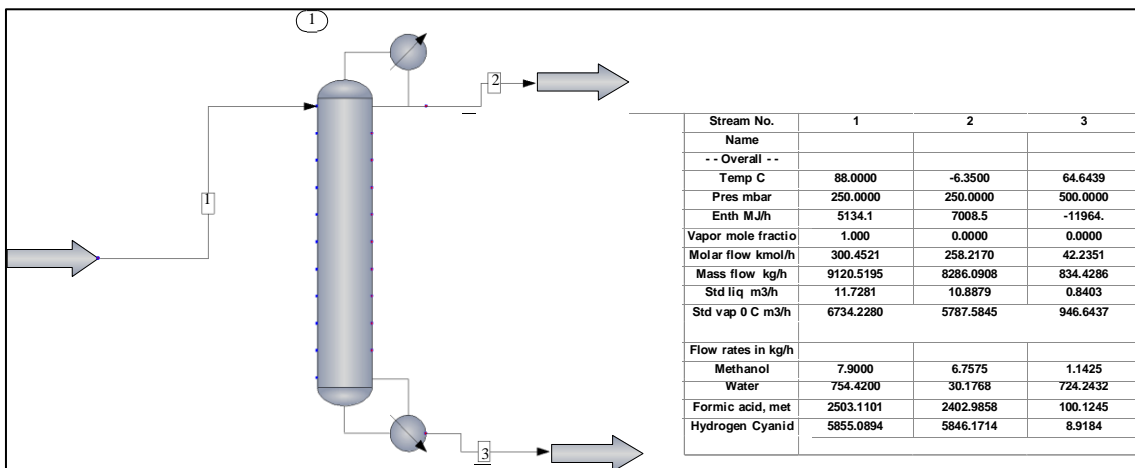
Section: 1
 Flood correlation: Glitsch

Equip. 1 Tray No. 2

Tray Loadings		Vapor		Liquid
48152.633 kg/h		38523.313 kg/h		
159432.172 m3/h		53.497 m3/h		
Density		0.302 kg/m3		720.106 kg/m3
System factor			1.000
Valve type :	V-1			
Valve material :	S.S.			
Valve thickness gauge			12.000
Deck thickness gauge			14.000
Tower internal diameter,	m		4.267
Tray spacing,	m		0.610
No. of tray liquid passes			1
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side	0.197	1.790	0.237	
Avg. weir length	m		1.790
Weir height,	m		0.051
Flow path length	m		3.874
Flow path width	m		3.570
Tray area,	m2		14.301
Tray active area	m2		13.827
% flood			78.646

Hole area	m2	2.627
Approx # of valves		2219
Tray press loss,	m	0.090
Tray press loss,	mbar	6.356
Dry press drop,	m	0.047
Downcomer clearance	m	0.044
Downcomer head loss	m	0.006
Downcomer backup	m	0.170
Downcomer residence time	sec	2.710
Downcomer apparent residence time	sec	9.730
Downcomer velocity	m/sec	0.063
Liquid holdup	m3	0.635
Liquid holdup	kg	457.437
Design pressure	mbar	250.000
Joint efficiency		0.850
Allowable stress	mbar	944582.000
Corrosion allowance	m	0.001
Column thickness	m	0.032
Bottom thickness	m	0.054

D.6 DESTILADOR – UNIDAD 28



Section: 1
Flood correlation: Glitsch

Equip. 1 Tray No. 2

Tray Loadings	Vapor	Liquid
	8565.501 kg/h	84.634 kg/h
	28277.830 m3/h	0.085 m3/h
Density	0.303 kg/m3	992.213 kg/m3
System factor	1.000
Valve type	: V-1	
Valve material	: S.S.	
Valve thickness	gauge
Deck thickness	gauge
Tower internal diameter,	m
Tray spacing,	m

No. of tray liquid passes	1
Downcomer dimension	Width m Length m	Area m2
Side	0.006 0.206	0.001
Avg. weir length m	0.206
Weir height, m	0.051
Flow path length m	1.664
Flow path width m	1.326
Tray area, m2	2.207
Tray active area m2	2.205
% flood	77.067
Hole area m2	0.419
Approx # of valves	354
Tray press loss, m	0.057
Tray press loss, mbar	5.532
Dry press drop, m	0.035
Downcomer clearance m	0.044
Downcomer head loss m	0.077
Downcomer backup m	0.109
Downcomer residence time sec	4.013
Downcomer apparent residence time sec	22.448
Downcomer velocity m/sec	0.027
Liquid holdup m3	0.048
Liquid holdup kg	47.428
Design pressure mbar	250.000
Joint efficiency	0.850
Allowable stress mbar	944582.000
Corrosion allowance m	0.001
Column thickness m	0.032
Bottom thickness m	0.054

Equip. 1 Tray No. 3

Tray Loadings	Vapor	Liquid
	993.365 kg/h	84.488 kg/h
	5396.407 m3/h	0.086 m3/h
Density	0.184 kg/m3	986.393 kg/m3
System factor	1.000
Valve type : V-1		
Valve material : S.S.		
Valve thickness gauge	12.000
Deck thickness gauge	14.000
Tower internal diameter, m	0.762
Tray spacing, m	0.610
No. of tray liquid passes	1
Downcomer dimension	Width m Length m	Area m2
Side	0.006 0.139	0.001
Avg. weir length m	0.139
Weir height, m	0.051
Flow path length m	0.749
Flow path width m	0.607
Tray area, m2	0.456
Tray active area m2	0.455
% flood	60.468
Hole area m2	0.086
Approx # of valves	73
Tray press loss, m	0.055
Tray press loss, mbar	5.285
Dry press drop, m	0.033
Downcomer clearance m	0.044
Downcomer head loss m	0.077

Downcomer backup	m	0.107
Downcomer residence time	sec	2.646
Downcomer apparent residence time	sec	15.051
Downcomer velocity	m/sec	0.041
Liquid holdup	m3	0.010
Liquid holdup	kg	9.947
Design pressure	mbar	250.000
Joint efficiency		0.850
Allowable stress	mbar	944582.000
Corrosion allowance	m	0.001
Column thickness	m	0.032
Bottom thickness	m	0.054

Equip. 1 Tray No. 4

Tray Loadings	Vapor	Liquid
	938.640 kg/h	79.922 kg/h
	5759.639 m3/h	0.081 m3/h
Density	0.163 kg/m3	991.475 kg/m3
System factor	1.000
Valve type	: V-1	
Valve material	: S.S.	
Valve thickness	gauge 12.000
Deck thickness	gauge 14.000
Tower internal diameter,	m 0.762
Tray spacing,	m 0.610

No. of tray liquid passes 1

Downcomer dimension	Width m	Length m	Area m2
Side	0.006	0.139	0.001
Avg. weir length	m	0.139
Weir height,	m	0.051
Flow path length	m	0.749
Flow path width	m	0.607
Tray area,	m2	0.456
Tray active area	m2	0.455
% flood		61.810
Hole area	m2	0.086
Approx # of valves		73
Tray press loss,	m	0.054
Tray press loss,	mbar	5.292
Dry press drop,	m	0.032
Downcomer clearance	m	0.044
Downcomer head loss	m	0.077
Downcomer backup	m	0.107
Downcomer residence time	sec	2.804
Downcomer apparent residence time	sec	15.993
Downcomer velocity	m/sec	0.038
Liquid holdup	m3	0.010
Liquid holdup	kg	9.967
Design pressure	mbar	250.000
Joint efficiency		0.850
Allowable stress	mbar	944582.000
Corrosion allowance	m	0.001
Column thickness	m	0.032
Bottom thickness	m	0.054

Total column pressure drop = 16.110 mbar
CHEMCAD 7.1.2

E. EVALUACION ECONOMICA

Tabla 31: Costo de equipo principal y auxiliar

EQUIPO	PRECIO CIF 2014 DOLARES
13 intercambiadores de carcasa y tubo	2500000
8 compresoras	2000000
2 decantadores, alta presión, acero inoxidable	400000
1 reactor CSTR, 30 m3, 11.52 Kw	300000
1 separador flash	70000
2 destiladores de platos perforados	2400000
Bombas	150000
Tanques de almacenamiento	220000
Otros	200000
TOTAL	8'240,000

Nota. <https://www.matche.com/equipcost/Default.html>

Actualización:

CEPCI 2014: 576.1 (chemical engineering, july 2015)

CEPCI 2019: 607.5 (chemical engineering, june 2020)}

B.1 INVERSION TOTAL

a) DETERMINACION DE COSTOS DIRECTOS TOTALES

- Costo CIF de los equipos:

Actualizando el costo CIF al 2019

$$8'240,000 \times (607.5/576.1) = 8'689,116$$

- Costo de los equipos transportados a la planta: teniendo en cuenta que la planta se ubicará en Piura (Sucroalcoholera del Chira S.A.) se considera 3.0% del costo CIF de los equipos.

$$1.03 \times 8'689,116 = \mathbf{8'949,789 \text{ dólares.}}$$

❖ **Costo de instalación de los equipos:** Es del 10% del equipo en planta.

$$CEInst = 0.10 \times 8,949,789 \quad CEInst = 894979 \text{ dólares}$$

- **Costo de instrumentación y control:** incluye los equipos instalados. Teniendo en cuenta que algunos equipos traen su propio sistema de control, se considera solo un 5% del costo de los equipos:

$$8'949,789 \times 0.05 = 447489 \text{ dólares.}$$

- **Costo de tubería y accesorios:** las conexiones serán mínimas, debido a que los sistemas son modulares. Se considera solo el 5% del costo de los equipos.

$$8'949,789 \times 0.05 = 447489 \text{ dólares}$$

- **Costo de sistema eléctrico:** incluye el costo del transformador de alta tensión a baja tensión (380 y 440 V). Se considera el 5% del costo de los equipos.

$$8'949,789 \times 0.05 = 447489 \text{ dólares.}$$

- **Costo de edificios:** incluye algunos servicios como baños, comedor, y otros. Se considera 5% del costo del equipo.

$$8'949,789 \times 0.05 = 447489 \text{ dólares.}$$

- **Costo de mejoras de terrenos:** incluye construcción de vías de acceso tanto peatonal como vehicular. Se considera 2% del costo de equipo principal.

$$8'949,789 \times 0.02 = 178996 \text{ dólares.}$$

- **Costo de servicios:** incluye aire comprimido para control, servicio de vapor, servicio de agua. Se considera 10% del costo del equipo.

$$8'949,789 \times 0.015 = 894979 \text{ dólares.}$$

COSTOS DIRECTOS TOTALES: es la suma de los costos de instalación, instrumentación y control, tubería y accesorios, instalaciones eléctricas, edificios, mejoras de terrenos y servicios:

CDT: 12'708,701 dólares.

b) DETERMINACION DE COSTOS INDIRECTOS

- **Costo de ingeniería y supervisión:** incluye el expediente técnico y la supervisión de la construcción. Se hará con profesionales peruanos. Se considera 8% del costo de los equipos.

$$8'949,789 \times 0.08 = 715983 \text{ dólares.}$$

- **Costo de la construcción:** para las bases de los equipos, y otros. Se considera 3% del costo de los equipos.

$$8'949,789 \times 0.15 = 1'342,468 \text{ dólares.}$$

- **Costo de seguros e impuestos a la construcción:** se considera el 2% del costo de los equipos.

$$8'949,789 \times 0.02 = 178996 \text{ dólares.}$$

- **Costo de honorarios para contratistas:** para la realidad peruana se considera sólo 5% del costo de los equipos:

$$8'949,789 \times 0.05 = 447489 \text{ dólares.}$$

- **Gastos imprevistos:** la provisión que hay que hacer para algún gasto como un accidente. Se considera 4% del costo de los equipos.

$$8'949,789 \times 0.04 = 357992 \text{ dólares.}$$

COSTOS INDIRECTOS TOTALES: es la suma de costo de ingeniería y supervisión, costo de la construcción, costo de seguro e impuestos a la construcción, costo de honorarios para contratistas y gastos imprevistos:

$$\text{CIT} = 3'042,928 \text{ dólares.}$$

c) ACTIVOS FIJOS:

Llamado también inversión de capital fijo (**ICF**) y es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales:

$$\text{ICF: CDT} + \text{CIT} = 15'751,629 \text{ dólares.}$$

d) DETERMINACION DE CAPITAL DE TRABAJO

Operación continua: 8000 horas por año.

Tabla 32: Determinación de capital de trabajo.

NOMBRE	CANTIDAD	PRECIO
Dióxido de carbon	2395 kg/hr	0.08 dol/kg
Hidrógeno de planta de electrolisis	108.86 kg/hr	0.7 dol/kg
Metanol	7.904 kg/hr	0.40 dol/kg
Agua de proceso	455.175 kg/hr	0.01 dol/kg
CHN:anima diluyente,	0.05 kg/hr	1200 dol/kg
Catalizadores de rutenio y fosforo	0.05 kg/hr	4500 dol/kg

Nota. Elaborado por la autora.

Inventario de materia prima: se considera para un mes de operación. Sin embargo, teniendo en cuenta que el dióxido de carbono se encuentra en las cercanías, solo se considera una semana.

Total: **122279 dólares**

- **Inventario de materia prima en proceso:** se considera un día del costo total de producción:

Producción: 2500 kg/hr.

Costo del producto: 0.5 dólares/kg (valor estimado).

$$2500 \times 24 \times 0.5 = 50,004 \text{ dólares.}$$

- **Inventario de producto en almacén:** se considera el costo de manufactura para una semana de producción:

$$8000 / (12 \times 6 \text{ hr}) \times \text{Producto} \times \text{Costo Producto} = 13021 \text{ dólares.}$$

- **Cuentas por cobrar:** equivalente a una semana de ventas.

Precio de venta estimado: 0.95 dólares/kg

$$8000 / (12 \times 6) \text{ hr} \times \text{Producto} \times \text{Precio venta} = 263889 \text{ dólares.}$$

- **Disponibilidad en caja:** costo de una semana de producción. Sirve para pagar algunos suministros e imprevistos.

$$8000 / (12 \times 8 \text{ hr}) \times \text{Producto} \times \text{Costo Producto} = 104,167 \text{ dólares.}$$

TOTAL DE CAPITAL DE TRABAJO: Suma de inventario de materia prima en proceso, inventario de producto en almacén, cuentas por cobrar y disponibilidad en caja.

Capital de trabajo: 533356 dólares.

e) **INVERSION TOTAL DEL PROYECTO**

Suma de inversión de capital fijo y capital de trabajo:

$$\text{INVT} = \text{CFT} + \text{CapTra}$$

$$\text{INVT} = 16'284,985 \text{ dólares.}$$

B.2 COSTO DE MANUFACTURA (COSTO TOTAL DEL PRODUCTO)

a) **COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION**

❖ **Costo de Materia Prima:** Es el costo para un año de producción a razón de 8000 horas de operación.

CostMatPri 1 = 1,532,800 dólares Dióxido de carbono

CostMatPri 2 = 609,616 dólares Hidrogeno

CostMatPri 3 = 25,293 dólares Metanol

CostMatPri 4 = 36,414 dólares Agua de proceso

CostMatPri 5 = 4,800,000 dólares CHN: amina diluyente

CostMatPri 6 = 1,800,000 dólares Catalizadores de rutênio y fosforo

$$\text{CMP} = 8,804,123 \text{ dol.}$$

❖ **Costo de mano de obra:** se considera 9 trabajadores por un turno, 14 salarios, sueldo de 500 dólares.

$$C_{\text{Mobra}} = 27 \times 3 \times 14 \times 300$$

$$C_{\text{Mobra}} = 189000 \text{ dólares.}$$

❖ **Costo de supervisión e ingeniería:** 20% del costo de la mano de obra.

$$C_{\text{ing}} = 0.20 \times 189000$$

$$C_{\text{ing}} = 37800 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Costo de mantenimiento:** 2% del capital fijo total.

$$C_{\text{mant}} = 0.02 \times \text{CFT}$$

$$C_{\text{mant}} = 315033 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Costo de auxiliares y servicios:** El 15% del costo de mantenimiento.

$$C_{\text{aux}} = 0.15 \times C_{\text{mant}}$$

$$C_{\text{aux}} = 47255 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Costo de suministros de operación:** 20% del costo de mantenimiento.

$$C_{\text{sum}} = 0.20 \times C_{\text{mant}}$$

$$C_{\text{sum}} = 63,007 \text{ dólares.}$$

COSTO DIRECTO DE PRODUCCION

$$\text{CDP} = \text{CMP} + C_{\text{Mobra}} + C_{\text{ing}} + C_{\text{mant}} + C_{\text{aux}} + C_{\text{sum}}$$

$$\text{CDP} = 9'456,217 \text{ dólares.}$$

b) COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACIÓN

- ❖ **Cargas a planillas:** 21% de la mano de obra.

$$C_{\text{plan}} = 0.21 \times C_{\text{Mobra}}$$

$$C_{\text{plan}} = 39,690 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Gastos de laboratorio:** 20% del costo de mano de obra.

$$C_{\text{lab}} = 0.20 \times C_{\text{Mobra}}$$

$$C_{\text{lab}} = 37,800 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Gastos generales de planta:** 10% del costo de mano de obra.

$$G_{\text{gen}} = 0.10 \times C_{\text{Mobra}}$$

$$C_{\text{gen}} = 18900 \text{ dólares.}$$

COSTO INDIRECTO DE FABRICACION:

$$CIF = C_{\text{plan}} + C_{\text{lab}} + G_{\text{gen}}$$

$$CIF = 96390 \text{ dólares.}$$

c) COSTO FIJO DE FABRICACION

❖ **Depreciación:** 8% del capital fijo total, considerando un tiempo de vida de los equipos de 15 años. La mayoría son de acero inoxidable.

$$Dep = 0.08 \times CFT = 0.08 (39'991,365)$$

$$Dep = 1'260,131 \text{ dólares.}$$

❖ **Impuestos:** 1% del capital fijo total.

$$Imp = 0.01 \times CFT$$

$$= 157516 \text{ dólares.}$$

❖ **Seguros:** 1.0% del capital fijo total.

$$Seg = 0.01 \times CFT$$

$$= 157516 \text{ dólares.}$$

COSTOS FIJOS DE FABRICACIÓN

$$CFF = Dep + Imp + Seg$$

$$CFF = 1'575,163 \text{ dólares}$$

d) COSTO DE MANUFACTURA (FABRICACIÓN)

Es la suma de los costos directo de fabricación, Costo indirecto de fabricación y el costo fijo de fabricación.

$$C_{\text{Fab}} = CDF + CIF + CFF$$

$$C_{\text{Fab}} = 11'127,770 \text{ dólares.}$$

e) **GASTOS GENERALES (GASTOS VAI)**

❖ **Ventas:** gastos en oficinas de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución. Por ser exportación se considera solo el 10% del costo fijo de fabricación:

$$\text{Vent: } 0.10 \times \text{CFF} = 157516 \text{ dólares.}$$

❖ **Administración:** salario de ejecutivos, planilla de oficinistas, suministros de oficina, comunicaciones. 15% del costo de mano de obra, supervisión y mantenimiento.

$$\text{Adm: } 0.15 \times (\text{C}_{\text{Mobra}} + \text{C}_{\text{ing}} + \text{C}_{\text{mant}})$$

$$\text{Adm} = 81275 \text{ dólares.}$$

❖ **Investigación y desarrollo:** se considera el 20% de la mano de obra.

$$\text{Inv: } 0.20 \times \text{C}_{\text{Mobra}}$$

$$\text{Inv} = 37800 \text{ dólares.}$$

GASTOS GENERALES: Ventas + Administración + Investigación y Desarrollo.

$$35,992 + 36,254 + 12285 = \mathbf{276591 \text{ dólares.}}$$

f) **COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN**

Es la suma de los Costos de Fabricación y los Gastos Generales (VAI).

$$\text{CTF} = \text{C}_{\text{Fab}} + \text{VAI}$$

$$\mathbf{\text{CTF} = 11'404,361 \text{ dólares.}}$$

TOTAL DE UNIDADES PRODUCIDAS AL AÑO

$$\text{NumProd} = 2500 \text{ KG/h} \times 8000 \text{ horas/año}$$

$$\text{NumProd} = 20'000,000 \text{ kg/año}$$

COSTO UNITARIO

$$\text{CostUnit} = \frac{CTF}{\text{Num Pr od}}$$

$$\text{Costo Unitario} = 0.5702 \text{ dólares/kg.}$$

B.3 ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS

❖ **Producción Anual**

$$P_{\text{anual}} = 20'000,000 \text{ litros/año.}$$

Precio de ventas por unidad (ex – fábrica)

$$P_{\text{venta}} = 1.05 \text{ dólares/litro.}$$

❖ **Ingreso de ventas anuales**

$$\text{Ing.ventas} = P_{\text{anual}} \times P_{\text{venta}} = 21'000,000 \text{ dólares.}$$

❖ **Costo total de fabricación (producción)**

$$CT_{\text{fabri}} = C_{\text{Fab}}$$

$$CT_{\text{fabri}} = 11'404,361 \text{ dólares.}$$

❖ **Utilidad Bruta**

$$U_{\text{bruta}} = \text{Ing.ventas} - CT_{\text{fabri}}$$

$$U_{\text{bruta}} = 9'595,639 \text{ dólares.}$$

❖ **Impuesto a la renta**

$$\text{ImpRenta} = \frac{U_{\text{bruta}}}{1.3} \times 0.30$$

$$\text{ImpRenta} = 2'214,378 \text{ dólares.}$$

❖ **Utilidad Neta**

$$U_{\text{neta}} = U_{\text{bruta}} - \text{ImpRenta}$$

$$U_{\text{neta}} = 7'381,261 \text{ dólares.}$$

ANALISIS ECONOMICO

❖ **Tasa interna de Retorno, antes del pago de impuestos**

P: inversión inicial: 16'284,985 dólares

A: ingreso neto de ventas: 21'000,000 dólares

VS: depreciación: 1,260,130 dólares

n: periodo en el que espera recuperar el dinero, 10 años

i: tasa interna de retorno

Aplicando la fórmula:

$$P = A \left[\frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] + \frac{VS}{(1+i)^n}$$

Se despeja el valor de i:

$$i = 52.2 \%$$

❖ **Tasa interna de Retorno, después de impuestos.**

U = utilidad neta, después de impuestos

$$P = U \left[\frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] + \frac{VS}{(1+i)^n}$$

$$i = 36.28\%$$

❖ **Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos.**

Se aplica la siguiente formula:

$$TRI = INVT / (U_{bruta} + D)$$

$$TRI = 1.5 \text{ años.}$$

❖ **Tiempo de recuperación del dinero después de impuestos.**

Se aplica la siguiente formula:

$$TRI = I / (U_{neta} + D)$$

$$TRI = 1986001 / (3014680 + 137334)$$

$$TRI = 1.9 \text{ años.}$$

❖ **Punto de Equilibrio:**

$$CFF = 178,534 \text{ dólares}$$

Costos Fijos:

$$- \text{ Ingresos Anuales: } Ing_{ventas} = 26'668,800 \text{ dólares.}$$

$$- \text{ Costos variables: } C_{var} = C_{Fab} - CFF$$

$$C_{var} = 10'199,201 \text{ dólares} \quad .$$

Para no pierda ni ganar el número de unidades que se debe producir será:

$$Q = \frac{CFF}{\frac{Ing_{ventas}}{Panual} - \frac{C_{var}}{Panual}} \quad Q = 3'375,226 \text{ kg}$$

$$Pequilibrio = \frac{Q}{Panual} \cdot 100 \quad Pequilibrio = 16.87\%$$

ANEXOS

Tabla 33: Compatibilidad química con las sustancias utilizadas.

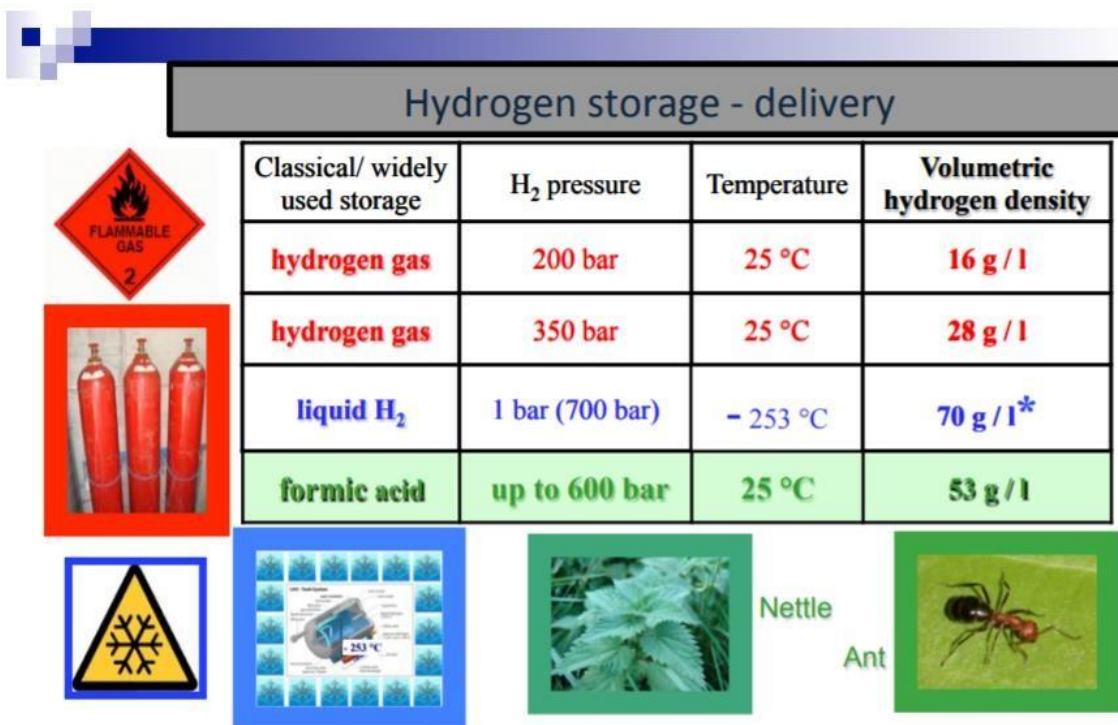
SUSTANCIA	INCOMPATIBLE (POBRE)	COMPATIBILIDAD
Ácido fórmico	Aluminio Fundición	Vitrón
	de hierro Neoprene	PTFE
	(CR) Bruna-N	PTFE Reforzado
	(NBR)	316 Acero inoxidable
	Latón	304 Acero inoxidable Teflonado

Nota. Elaborado por la autora.

Tabla 34: Principales vías de utilización del ácido fórmico como portador energético, con POX: oxidación parcial mediante catalizador.

Application	Reaction
Pila de combustible de ácido fórmico directo (DFAFC)	$\text{CH}_2\text{O}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$
Conversión catalítica y pila de combustible de hidrógeno	$\text{CH}_2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$
Reforming (Steam)	$\text{CH}_2\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2$
Reforming (POX)	$\text{CH}_2\text{O}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$

Nota. Elaborado por la autora.



Hydrogen storage: beyond conventional methods, A. Dalebrook, W. Gan, M. Grasmann, S. Moret, G. Laurency, *Chem. Comm.*, **2013**, 49, 8735-8751.

Formic acid as hydrogen source – recent developments and future trends, M. Grasmann, G. Laurency, *Energy & Environmental Science*, **2012**, 5, 8171-8181.

Figura 28: Hidrogeno

INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE ACIDO FORMICO MEDIANTE REACCION DIRECTA A PARTIR DE DIOXIDO DE CARBONO

INFORME DE ORIGINALIDAD

17%

INDICE DE SIMILITUD

7%

FUENTES DE INTERNET

0%

PUBLICACIONES

11%

TRABAJOS DEL
ESTUDIANTE

FUENTES PRIMARIAS

1

Submitted to Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo

Trabajo del estudiante

11%

2

ddd.uab.cat

Fuente de Internet

3%

3

docplayer.es

Fuente de Internet

1%

4

uvadoc.uva.es

Fuente de Internet

1%

5

licenciadasquimicas2012.blogspot.com

Fuente de Internet

1%

6

docplayer.fi

Fuente de Internet

<1%

7

Submitted to University of Wales Swansea

Trabajo del estudiante

<1%

8

www.acbiodiesel.net

Fuente de Internet

<1%

9	www.scribd.com Fuente de Internet	<1 %
10	200.13.202.26 Fuente de Internet	<1 %
11	Diego Montagud Martínez. "Diseño, realización y evaluación de implantes intracorneales difractivos multifocales.", Universitat Politecnica de Valencia, 2020 Publicación	<1 %
12	documentop.com Fuente de Internet	<1 %
13	livrosdeamor.com.br Fuente de Internet	<1 %
14	vinculando.org Fuente de Internet	<1 %
15	zaguan.unizar.es Fuente de Internet	<1 %
16	www.slideshare.net Fuente de Internet	<1 %

Excluir citas

Activo

Excluir coincidencias < 15 words

Excluir bibliografía

Activo



Digital Receipt

This receipt acknowledges that **Turnitin** received your paper. Below you will find the receipt information regarding your submission.

The first page of your submissions is displayed below.

Submission author: Lourdes Milagros Montenegro Galvez
Assignment title: INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE ACIDO F...
Submission title: INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE ACIDO F...
File name: TESIS_FINAL_AC._FORMICO._MILAGROS_M_2.docx
File size: 5.16M
Page count: 155
Word count: 23,839
Character count: 126,521
Submission date: 19-Jul-2021 06:37PM (UTC-0500)
Submission ID: 1621761894



UNIVERSIDAD NACIONAL
PEDRO RUIZ GALLO

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

TESIS

**“INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE
PRODUCCION DE ACIDO FORMICO
MEDIANTE REACCION DIRECTA A
PARTIR DE DIOXIDO DE CARBONO”**

PARA OPTAR EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

Bachiller: LOURDES MILAGROS MONTENEGRO
GÁLVEZ

ASESOR

Dr. César Alberto García Espinoza

Lambayeque – Perú

2021