

CAPÍTULO I
ESTUDIO DE MERCADO

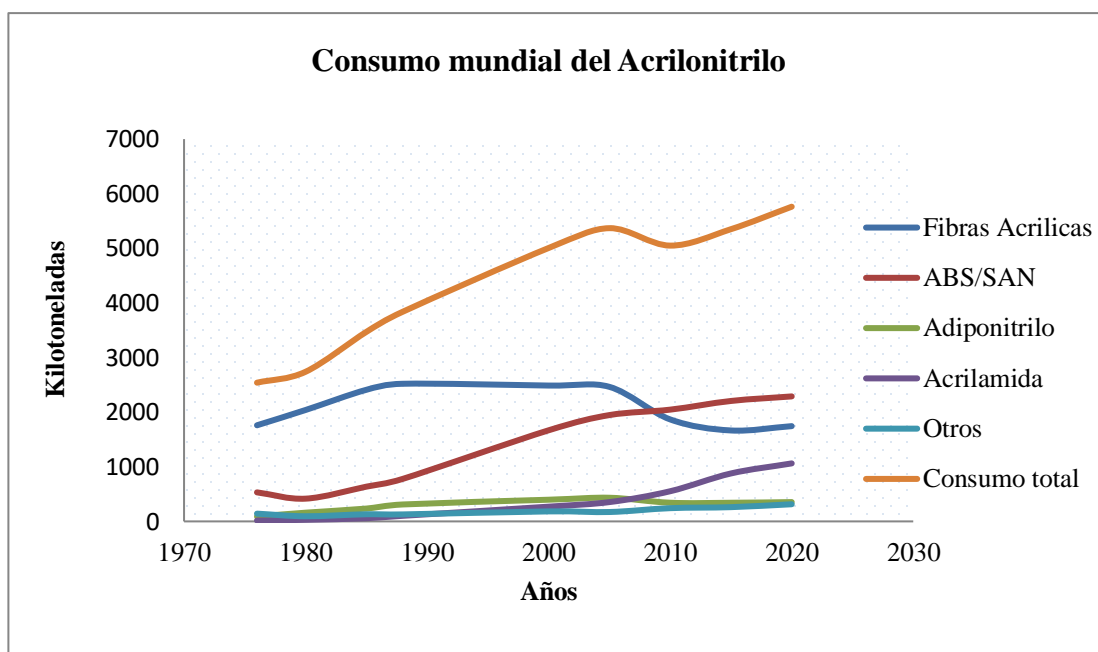
1 Estudio de Mercado

1.1 Generalidades

El Acrilonitrilo fue sintetizado por primera vez en 1893 por parte del químico francés Charles Moureau, si bien hubo que esperar hasta 1930 para poder encontrar las producciones a nivel industrial, en forma de creación de fibras acrílicas o caucho sintético. Sin embargo, los procesos de obtención por aquel entonces, basados principalmente en su síntesis a partir de acetileno, eran multi etapas y muy caros, lo que propició que sólo las grandes empresas, American Cyanamid, Union Carbide, DuPont y Monsanto pudieran permitirse el costo de fabricación.

Todo esto cambió cuando, a finales de los años 50, la Empresa Sohio desarrolló un novedoso método, el conocido como método Sohio, el cual constaba tan solo de una etapa y era mucho más barato que cualquiera de los anteriores. Eso motivó a que las grandes empresas se vieran obligadas a obtener una licencia de Sohio para usar su proceso y así seguir competitivos, propiciando a la vez que otras empresas menores también se licenciaran y, por tanto, la capacidad de producción mundial empezó a aumentar, posibilitando así satisfacer su creciente demanda. En 1973 hubo otro momento clave en la producción de Acrilonitrilo; la empresa Sohio se convierte en la primera protagonista de la primera transacción entre una empresa estadounidense y China desde que ésta abriera las puertas al comercio con Norteamérica, y lo hace licenciando a la Republica del Pueblo China para producir Acrilonitrilo a través del proceso Sohio, propiciando el gran auge en producción mundial de éste.

Se estima que la demanda a inicios de los años 60 era de unas 118 mil toneladas al año, mientras que para el año 2010 se obtuvo una demanda aproximada de 5 millones de toneladas al año y con una proyección de alrededor de los 6 millones de toneladas para el año 2020, tal como se muestra en la figura 1, lo que muestra el rápido crecimiento de la industria del Acrilonitrilo. Se calcula que más del 90% de la producción mundial se realiza en base al proceso Sohio, si bien hay otras empresas que prefieren realizarlo por medio de otros métodos menos populares.

Figura 1-1. Consumo mundial del Acrilonitrilo

Fuente: Kirt Othmer. /Elaboración propia.

1.2 Exportadores e importadores de Acrilonitrilo

1.2.1 Productores de Acrilonitrilo

Los principales productores de Acrilonitrilo (Anexo I) y entre los que mayores exportaciones tienen se muestra en la siguiente tabla.

Tabla I-1. Principales exportadores de Acrilonitrilo

República de Corea	Italia
Brasil	Malasia
Tailandia	Taipéi Chino
Japón	Países Bajos
Suiza	Rusia
Bélgica	Alemania
Reino Unido	Singapur
Estados Unidos de América	Eslovenia
Colombia	Sudáfrica
República Checa	España

Fuente. Cálculos del CCI basados en estadísticas de UN COMTRADE.

1.2.2 Países importadores de Acrilonitrilo

Al haber muchos países que exportan y producen al Acrilonitrilo, estos a la vez también son grandes oportunidades de mercados debido a que en la mayoría de estos países también importan grandes cantidades de Acrilonitrilo (Anexo I) de entre los cuales se pueden mencionar a :

China, India, Bélgica, República de Corea, Malasia, Taipéi Chino, Francia, Alemania, Países Bajos, Alemania y otros de menor relevancia como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla I-2. Principales países importadores de Acrilonitrilo

República de Corea	Argentina
Tailandia	Australia
Japón	Austria
Suiza	Bélgica
Brasil	Malasia
Canadá	México
Chile	Taipéi Chino
China	Países Bajos
Colombia	Nueva Zelandia
República Checa	Noruega
Dinamarca	Perú
Ecuador	Polonia
Finlandia	Portugal
Francia	Rumania
Alemania	Rusia
Hungría	India
Irlanda	Singapur
Israel	Eslovenia
Italia	Sudáfrica
Reino Unido	España
Estados Unidos América	Suecia

*Fuente: Cálculos del CCI basados en estadísticas de UN COMTRADE.
/Elaboración propia.*

Los países no producen solo lo que consumen, ni consumen solo lo que producen. En un mundo globalizado, las relaciones con otros países son básicas para sus economías.

El flujo mundial de las exportaciones e importaciones de Acrilonitrilo en los últimos 18 años se presentan en el siguiente gráfico.

Figura 1-2. Exportación e importación mundial del Acrilonitrilo



*Fuente: Cálculos del CCI basados en estadísticas de UN COMTRADE.
/Elaboración propia.*

1.3 Estructura del mercado regional, nacional e internacional

Para fines de este proyecto se analizara como mercado potencial del Acrilonitrilo a todos los países de América latina y el Caribe, donde el esquema y panorama respecto a exportaciones e importaciones, oferta y demanda de este producto es diferente de lo que se visualiza a nivel mundial.

1.3.1 América latina y el caribe como mercado potencial del Acrilonitrilo

América Latina y el caribe solo cuenta con dos países productores de Acrilonitrilo, estos países son: México y Brasil.

En México, Pemex Petroquímica (PPQ) es propietaria de tres plantas de Acrilonitrilo ubicadas en sus Complejos Petroquímicos (CPQ) Morelos, Independencia y Tula, con capacidad de 60, 50 y 65 mil de toneladas anuales respectivamente; actualmente las dos últimas plantas están fuera de operación.

La planta actual de Acrilonitrilo del CPQ Morelos con capacidad de 50.000 toneladas anuales inició sus operaciones en 1991, dejando de producir el año 2005 por diversas causas, como son altos precios, falta de materia prima (Propileno) y mala administración de los mercados para ese producto.

Para continuar con la producción PPQ desarrolló el Proyecto “Esquema de Reactivación de la Cadena Productiva del Acrilonitrilo en el Complejo Petroquímico Morelos”, mediante un acuerdo de cooperación entre PPQ y Unigel Química, S.A. de C.V que es una compañía de productos petroquímicos más importantes de América latina, con el fin de aprovechar los recursos ociosos con los que contaba PPQ, como son la planta de Acrilonitrilo y el capital humano, principalmente.

El 18 de septiembre de 2007, PPQ y Unigel acordaron mediante contrato un esquema para reactivar la planta de Acrilonitrilo en el CPQ Morelos, a fin de incrementar su capacidad de 50.000 a 60.000 toneladas anuales y mejorar el proceso para la generación y aprovechamiento de los sub productos.

En octubre de 2009, se inició nuevamente la operación de la planta de producción de Acrilonitrilo en el CPQ Morelos.

Esta misma compañía es accionista y opera cuatro sitios ubicados en el complejo petroquímico de Camaçari y en Candeias (Bahía, Brasil), que producen etilbenceno, estireno, policarbonato, Acrilonitrilo, acetonitrilo, cianuro de sodio líquido, sulfato de amonio, metacrilatos, cianuro de sodio sólido y de derivados acrílicos.

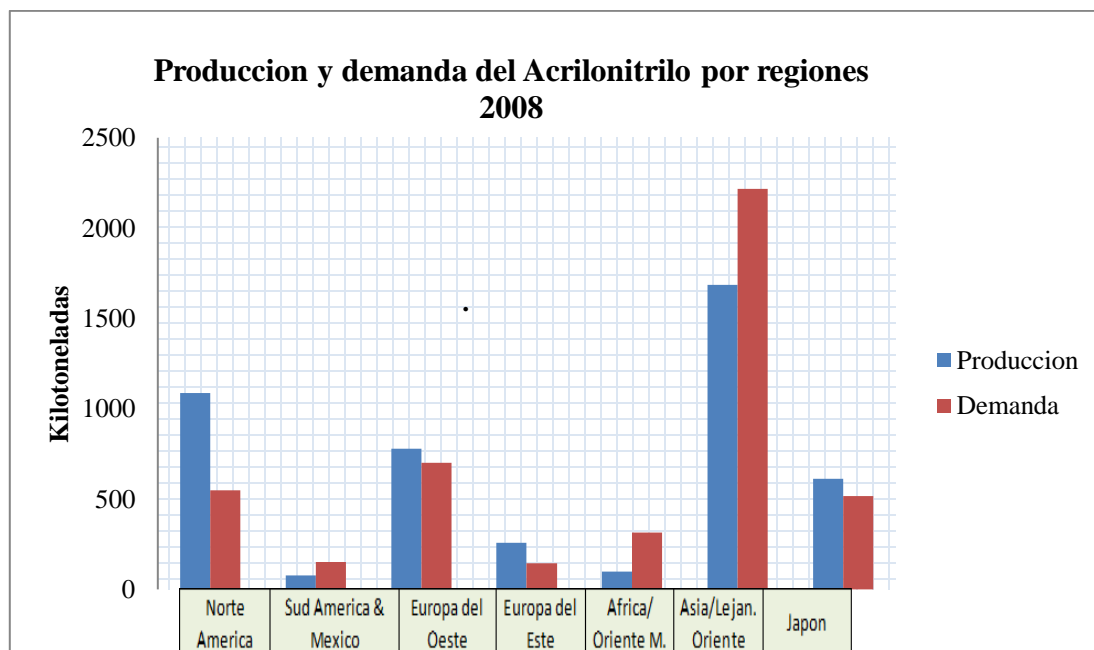
El sitio de Camaçari tiene una capacidad anual instalada de 95.000 toneladas de Acrilonitrilo, el sitio de Candeias tiene una capacidad anual de 20.000 toneladas de resina acrílica, 400.000 toneladas de sulfato de amonio, y 90 toneladas de metacrilato de metilo.

Unigel Química, S.A. de C.V es una compañía que cuenta con los conocimientos técnicos y prácticas operativas susceptibles a ser incorporadas en el proceso de producción del Acrilonitrilo a través de sus acciones, las cuales si las consideramos como socios estratégicos esta podría tomar lugar en el Diseño, construcción, y operación en una primera etapa de la planta de producción de Acrilonitrilo en el departamento de Tarija, además que al ser una compañía multinacional, al igual que lo hace con México y Brasil, esta podría comprar nuestro producto.

1.4 Análisis de la oferta y la demanda de materias primas y productos

La oferta y demanda del Acrilonitrilo a nivel mundial, en América Latina y el Caribe al año 2008 se encuentra equilibrada tal y como se muestra en la siguiente figura.

Figura 1-3. Producción y demanda del Acrilonitrilo año 2008



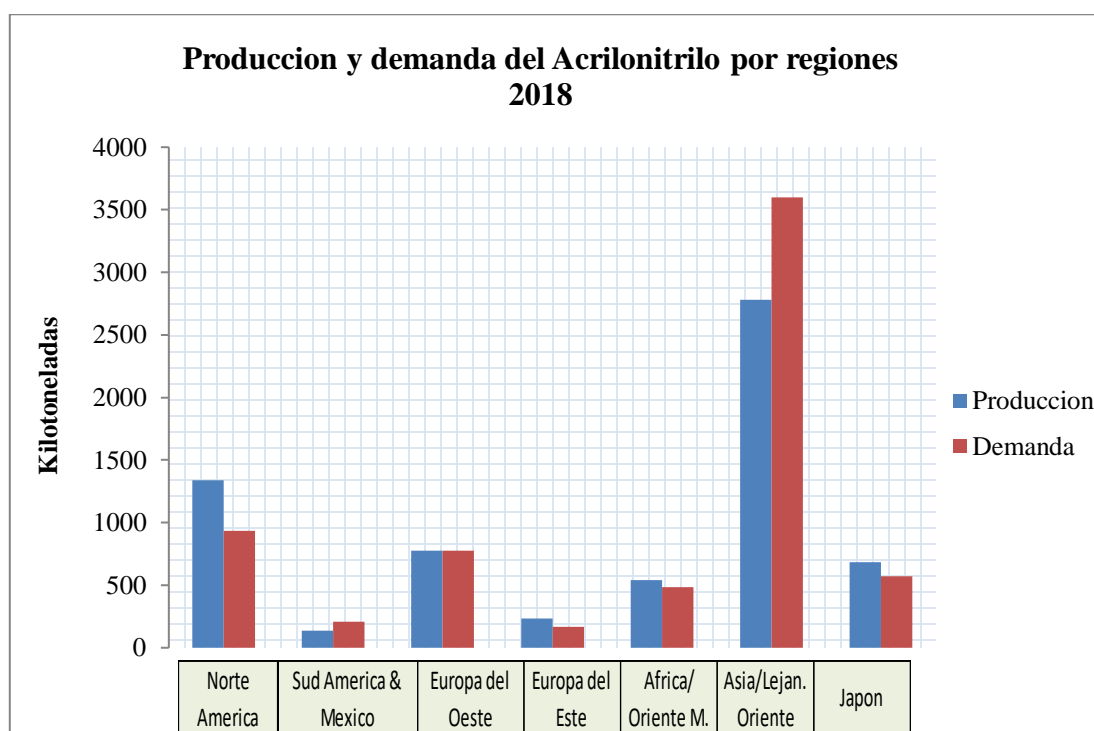
Fuente: Alonso Lara, 2012.

Donde para para América Latina y el Caribe, claramente se tiene una demanda insatisfecha de 75.800 toneladas anuales de Acrilonitrilo.

Aunque para el año 2018 se estimó que la demanda a nivel mundial levemente estará por encima de la oferta del Acrilonitrilo sobre todo en los países asiáticos.

En América Latina y el Caribe esta demanda no diferirá mucho a la anterior con un valor de 72.600 toneladas anuales como se aprecia en la siguiente figura.

Figura 1-4. Estimación de Producción y demanda del Acrilonitrilo año 2018



Fuente: Alonso Lara, 2012.

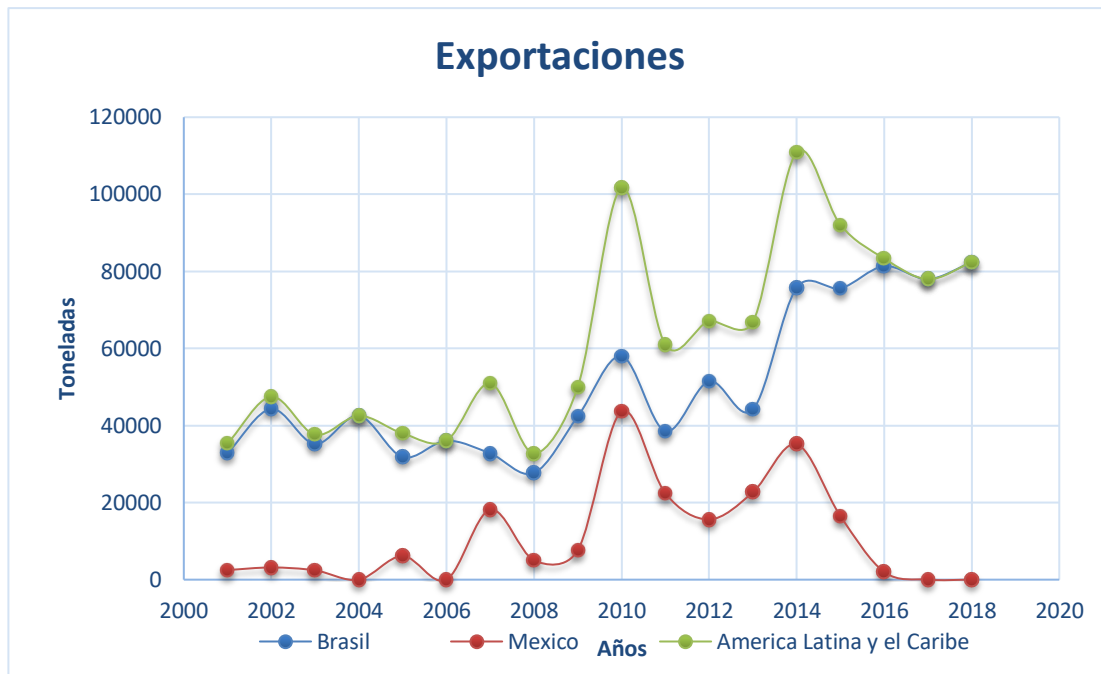
Se describirá a continuación el flujo de las exportaciones e importación de Acrilonitrilo en América Latina y el Caribe.

1.4.1 Exportaciones de Acrilonitrilo en América Latina y el Caribe.

Las exportaciones de Acrilonitrilo de América Latina y el Caribe son predominadas por las industrias de México y Brasil.

Siendo Brasil el mayor productor como se puede observar en la siguiente figura.

Figura 1-5. Exportación de Acrilonitrilo en América Latina y el Caribe



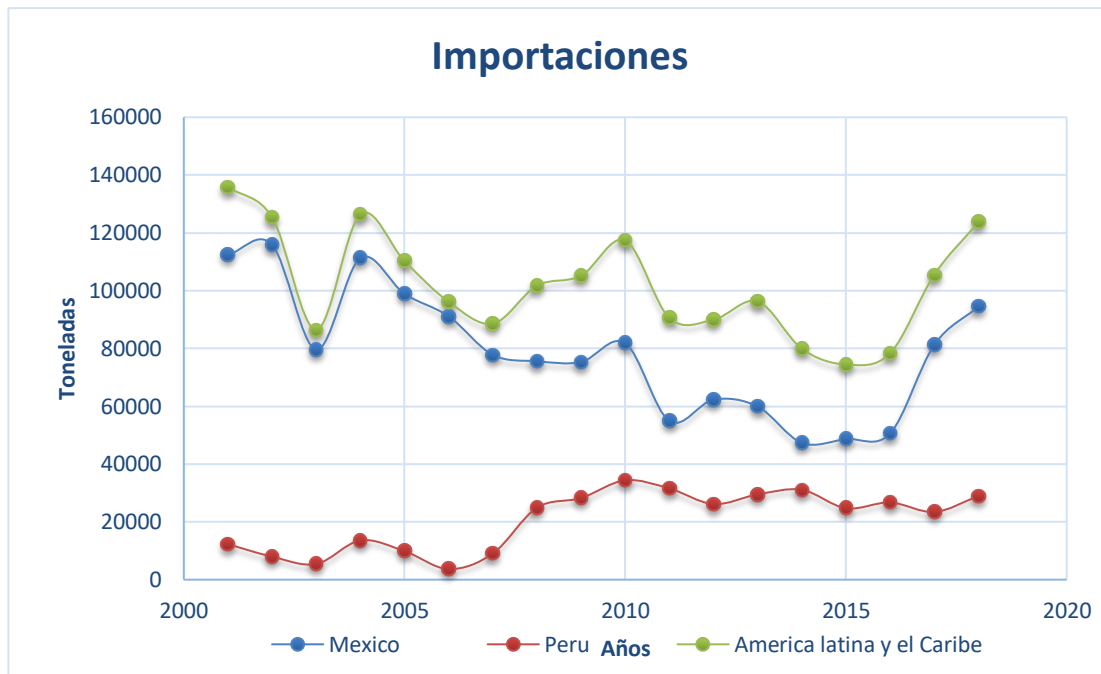
*Fuentes: Cálculos del CCI basados en estadísticas de UN COMTRADE.
/Elaboración propia.*

La Exportación neta de Acrilonitrilo ha estado en constante crecimiento y se la visualiza con líneas de color verde.

1.4.2 Importaciones de Acrilonitrilo en América Latina y el Caribe

Los principales países importadores del Acrilonitrilo son Perú y México, donde las importaciones netas de este producto han estado en descenso y se la puede visualizar con la franja de color verde.

Figura 1-6. Importación de Acrilonitrilo en América Latina y el Caribe



*Fuentes: Cálculos del CCI basados en estadísticas de UN COMTRADE.
/Elaboración propia.*

El alto índice de importación del país de México, justifica la baja productividad de Acrilonitrilo en este país, además que Perú al ser un país vecino, tiene un consumo medio de 30000 toneladas anuales de Acrilonitrilo, se muestra como posible mercado Potencial para este producto sin dejar de lado a los demás países vecinos principalmente Brasil que tiene un gran consumo y que se abastece solo, pero que si nuestro producto a escala industrial es de gran competitividad este sería un gran mercado. Por las relaciones que se tienen de costo producto/materia prima tanto en Bolivia como Brasil, recordando también la compañía multinacional Unigel puede ser un socio estratégico en la comercialización de nuestro producto.

Mencionar también que nuestros principales productores (México y Brasil) no tienen fijados sus mercados en América Latina y el Caribe Como se visualiza en las siguientes tablas.

Tabla I-3. Países que importan Acrilonitrilo de Brasil en América Latina y el Caribe, (Toneladas)

Importadores	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Mundo	38.530	51.454	44.155	75.747	75.581	81.345	77.977	82.362
América Latina y el Caribe	1.268	944	601	942	4.245	20.636	36.684	33.365
Perú	0	0	0	0	2.000	7.598	8.497	2.499
México	0	0	0	0	1.300	12.645	27.828	30.194
Argentina	1.255	944	599	926	937	351	312	638
Colombia	13	0	2	16	8	42	47	34

Fuentes: Cálculos del CCI basados en estadísticas de UN COMTRADE.

Tabla I-4. Países que importan Acrilonitrilo de México en América Latina y el Caribe, (Toneladas)

Importadores	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Mundo	22.431	15.647	22.673	35.119	16.485	2.000	0	0
América Latina y el Caribe	38	0	2559	0	0	0	0	0
Chile	38	0	0	0	0	0	0	0
Perú	0	0	2559	0	0	0	0	0
Venezuela	0	0	0	0	0	0	0	0

Fuentes: Cálculos del CCI basados en estadísticas de UN COMTRADE.

A modo de aclaración y ver también la realidad del consumo de este producto en nuestro país se mostrara también los países consumidores de Acrilonitrilo el América Latina y el Caribe y en qué cantidades lo hacen para que a futuro se puedan desarrollar las industrias correspondientes para darle uso a este producto en sus diferentes aplicaciones.

1.4.3 Importación neta de Acrilonitrilo en América Latina y el Caribe

Pudiéndose apreciar en la siguiente tabla a los posibles mercados potenciales para el Acrilonitrilo.

Tabla I- 5. Mercados potenciales en América Latina y el Caribe para Acrilonitrilo, (Toneladas)

Importadores	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
América Latina y el Caribe	90.499	89.946	96.262	79.902	74.438	78.325	105.468	123.697
México	54.869	62.287	59.901	47.319	48.623	50.595	81.200	94.475
Perú	31.549	26.144	29.500	31.077	24.696	26.696	23.425	28.888
Chile	203	111	132	284	227	219	372	243
Colombia	85	102	64	95	100	81	97	81
Ecuador	15	2	3	15	16	27	0	9
Venezuela	4	26	6	12	0		2	1
Argentina	1.255	986	599	927	678	677	351	
Barbados	0	0	0	0	0	0	1	0
Brasil	2.478	286	6.056	158	95	13	0	0
El Salvador	0	1	0	0	0	0	0	0
Guyana	0	0	0	0	0	0	0	0
República Dominicana	31	1	1	14	1	14	19	0
Panamá	10	0	0	1	0	3	1	0
Bahamas	0	0	0	0	2	0	0	0
Trinidad y Tobago	0	0	0	0	0	0	0	0

Fuentes: Cálculos del CCI basados en estadísticas de UN COMTRADE.

Concluyendo y Justificando la demanda insatisfecha que se muestran en la figura 1-3 y 1-4 que se encuentra en el mismo orden de las importaciones en América Latina y el Caribe justificando así su correspondiente uso en las distintas aplicaciones de este producto que ronda alrededor promedio de las 75.000 Toneladas.

Lo cual significa que se tendrá que diseñar una planta con capacidad de 75.000 toneladas anuales de Acrilonitrilo que en promedio es lo que se importan de otros países.

1.5 América del Sur Como mercado Potencial del Acrilonitrilo

Para fines de este proyecto se cubrirá solo el 40% de esta demanda que vendría a ser 30.000 toneladas anuales que en promedio sería el consumo anual de los países de América del Sur especialmente hablando de nuestro vecino país Perú que es el mayor consumidor de este producto.

No olvidando que a futuro esta demanda podría crecer además que en el análisis de sensibilidad nuestro producto podría ser de alta competitividad tal que resulte factible expandir el mercado a América latina y el Caribe o el mundo que necesariamente requerirían de un diseño de planta de mayor capacidad para tratar de abarcar toda la demanda insatisfecha que se proyecta.

Tabla I-6. Importaciones de Acrilonitrilo en América del Sur, (Toneladas)

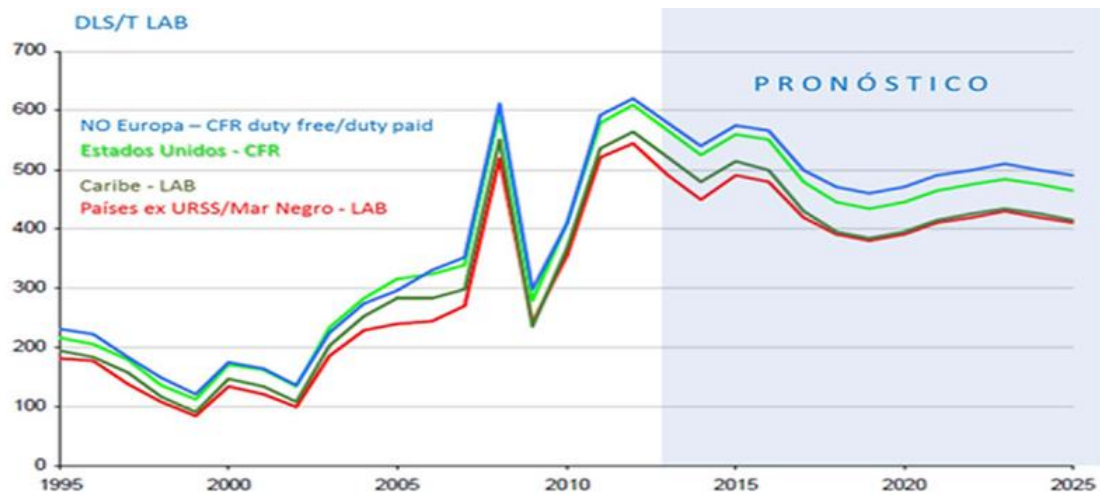
Importadores	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
América del Sur	35.585	27.631	36.354	32.556	25.812	27.713	24.245	29.221
Perú	31.549	26.144	29.500	31.077	24.696	26.696	23.425	28.888
Argentina	1.255	986	599	927	678	677	351	0
Chile	203	111	132	284	227	219	372	243
Colombia	85	102	64	95	100	81	97	81
Brasil	2478	286	6.056	158	95	13	0	0
Ecuador	15	2	3	15	16	27	0	9
Bolivia	0	0	0	0	0	0	0	0
Uruguay	0	0	0	0	0	0	0	0

Fuente: Cálculos del CCI basados en estadísticas de UN COMTRADE.

1.6 Precios de materias primas y productos

Se mostrará a continuación mediante gráficas la evolución de los precios de las materias primas para la producción del Acrilonitrilo como así también del producto terminado.

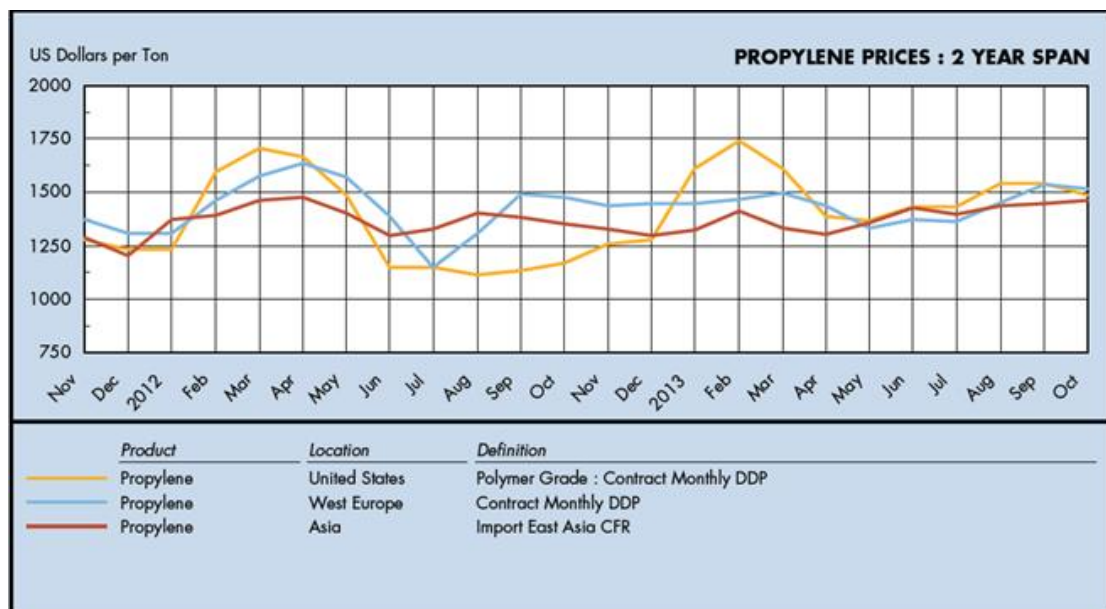
Figura 1-7. Precios internacionales del Amoniaco, perspectiva



Fuente: ICIS

El precio internacional del amoníaco varía de acuerdo a sus proveedores, para fines del proyecto se optara con trabajar con un precio de 450 \$/ton.

Figura 1-8. Precios internacionales del Propileno

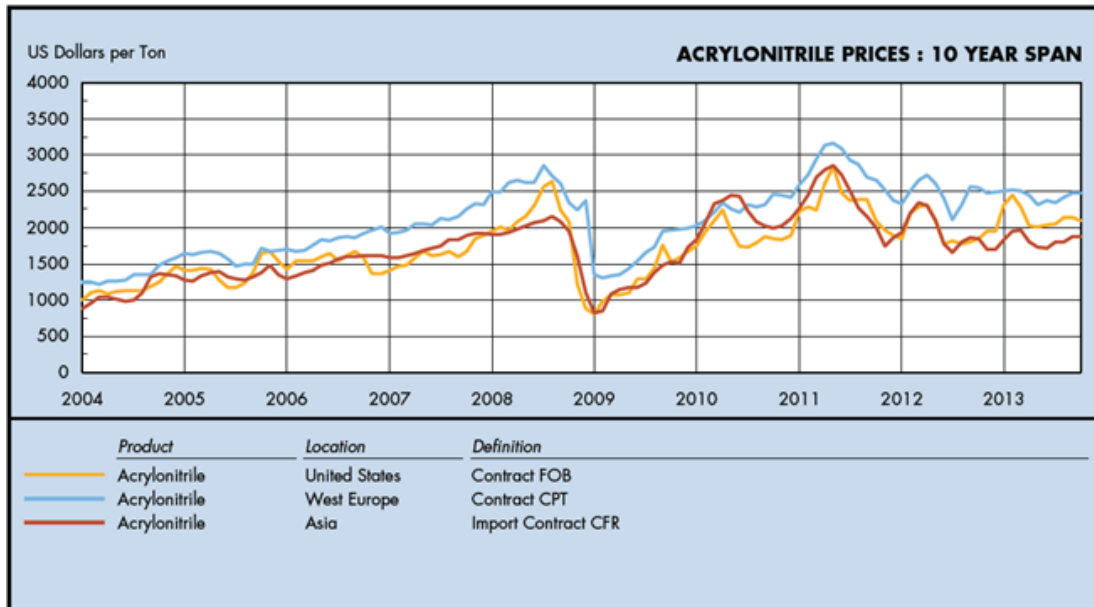


Fuente: ICIS

Al igual que el Amoniaco el Propileno varia de precio de acuerdo a sus proveedores,

para tal caso para el presente proyecto se trabajará con precios de 1500\$/Ton.

Figura 1-9. Precios Internacionales del Acrilonitrilo



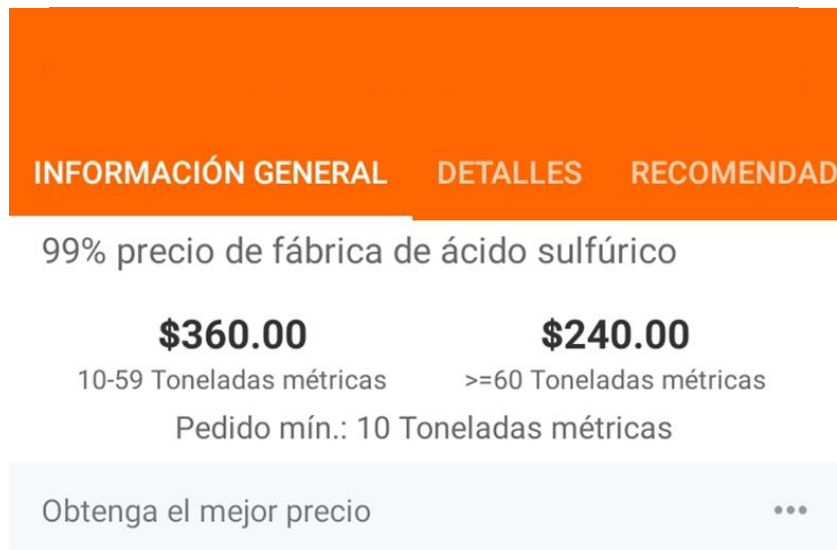
Fuente: ICIS.

Nuestras materias están del orden de los 2.000 \$/ton.

Nuestra planta será abastecida por la producción de interna de Amoniac y Propileno, precios que aún no se disponen por ser proyectos que aún están en su etapa de licitación y otros que se encuentran en producción, caso del amoniaco que se lo destina directamente a la producción de urea; debido a que el mercado interno y las industrias nacionales de este insumo es reducido, no existen aún las políticas de vender a gran escala este producto para manufactura nacional “según el analísta Bernardo Prado y Hugo del Granado”, no se justifica la venta del amoniaco, delimitando así poder conocer su precio real.

Por lo tanto, las opciones quedan sujetas solo a trabajar con las materias primas vendidas a precio internacional, aunque el análisis económico podría ser diferente, en el caso de que se consolidara y fijara los precios de nuestros insumos en el mercado nacional, apoyándose además en las políticas que tiene el estado boliviano respecto a la industrialización del gas, tal y como se analiza en el siguiente punto.

Figura 1-10. Precio internacional del ácido sulfúrico



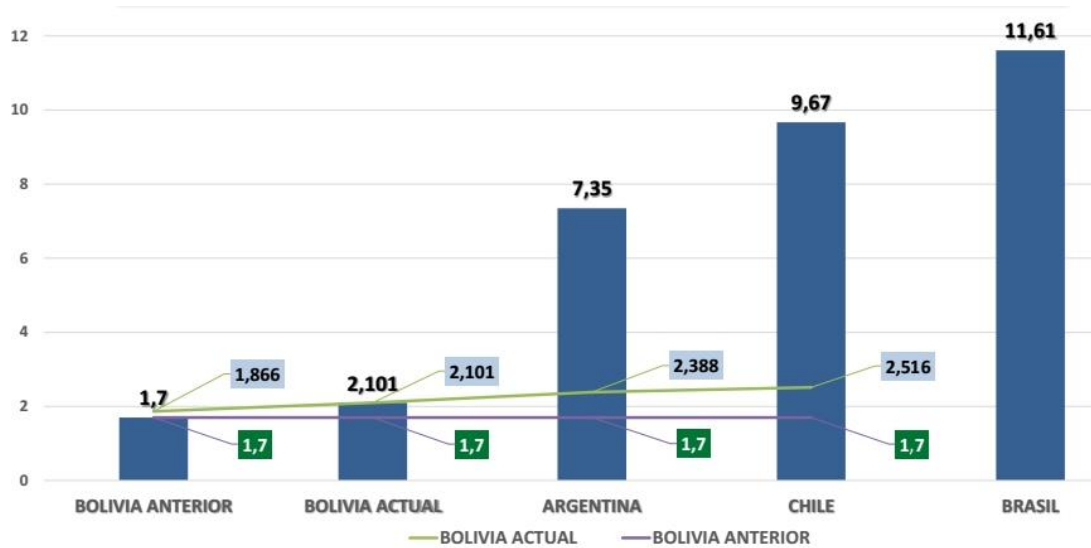
Fuente: Alibaba.com

Los requerimientos anuales de consumo de ácido sulfúrico no sobrepasan las 10 toneladas, por lo que se asumirá un precio de 360 \$/Ton.

1.7 Situación nacional.

El gas natural boliviano se exporta a Brasil con un precio aproximadamente de \$ 5,5 – 6,2 y a la Argentina de \$ 6,2 - 10,3 el millar de BTU, que comparados con las políticas internas del estado y el incentivo a la industrialización del artículo 101 y el artículo 87 de la Ley 3058 de hidrocarburos, donde se establece que en ningún caso los precios internos del gas natural podrán sobrepasar el 50 % del precio mínimo del contrato de exportación, lo que daría lugar a que nuestras materias primas cuesten un poco menos al precio de exportación, generando la cobertura de poder competir con nuestros productos terminados a escala internacional.

Figura 1-11. Comparación de precio del gas natural boliviano con las regiones vecinas (\$us/MPC)



Fuente: GPC – YPFB – Informe de Precio de la energía, Montamat Y Asociados, Julio 2017.

En la anterior figura se muestra la diferencia de precios del gas natural boliviano con las regiones vecinas, donde claramente la competitividad se muestra amigable desde el punto de vista, de poder contar con materias primas a un precio menor.

A continuación, se muestra la regularización y clasificación de acuerdo al consumo de diferentes sectores en el país.

Tabla I-7. Precios del gas natural boliviano

Segmento de consumo en MPC/MES		Precios \$us/MPC
≥ 0	≤ 20	1,866
> 20	≤ 10.000	2,101
> 10000	≤ 30.000	2,388
	> 30000	2,516

Fuente: Hugo del Granado Cosi3, 2017.

En el análisis económico y financiero en caso de no factibilidad se asumirá porcentaje de subvención de materias prima para la realización del presente proyecto, aclarando que se trabajará con los precios de materias primas vendidos a precio internacional

“Fig. I-7, I-8”, ya que aún no se tiene concretado el precio del Propileno nacional, debido a que el proyecto se encuentra en su etapa de licitación.

CAPÍTULO II
TAMAÑO Y LOCALIZACIÓN

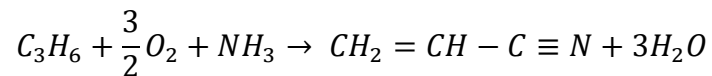
2 Tamaño y localización

2.1 Justificación del tamaño

Las Plantas de Propileno y Polipropileno (PCPPP) en el Departamento de Tarija-Bolivia, será una de nuestras bases de partida para el diseño del reactor de lecho fluidizado para la línea de producción de Acrilonitrilo. Esta planta tendrá una capacidad de producción de 250.000 toneladas anuales de polipropileno, es decir que al mismo tiempo; para generar esta cantidad de polipropileno se usará 250.000 toneladas de Propileno, materia prima fundamental para llevar a cabo este proyecto.

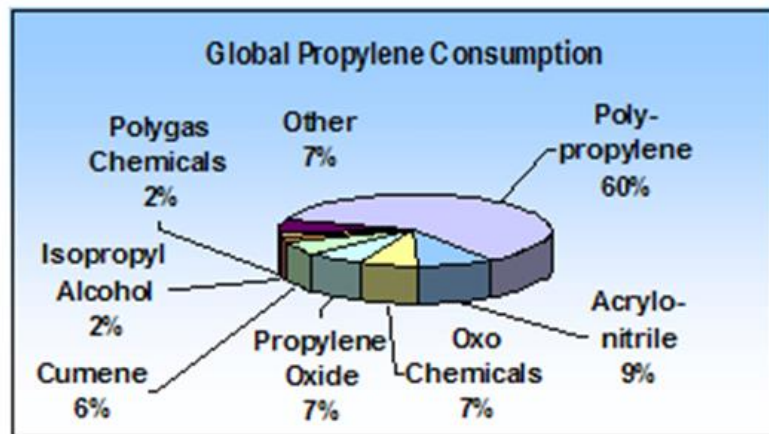
Se estima usar un cierto porcentaje de Propileno que a continuación será determinado para la producción de 30.000 toneladas al año de Acrilonitrilo.

Teniendo en cuenta la reacción estequiometria se sabe:



Se calcula que para producir 30.000 toneladas se tiene que tener un consumo anual de 22.500 toneladas de Propileno teóricos, representándose el 9 % de la producción anual de este producto, que según antecedentes y datos actuales corroboran que este porcentaje se encuentra cerca del porcentaje de usos del Propileno para este fin.

Figura 2- 1. Consumo global de Propileno



Fuente: Caraballo Domínguez - Universidad de Cádiz 2011.

Para determinar el tamaño de la planta industrial se deberá considerar de manera general las áreas o secciones para la distribución de los diferentes equipos, instrumentación y maquinaria con la que contará la planta de producción del Acrilonitrilo.

Estas plantas se dividen en diferentes áreas, en función al proceso que se emplea.

De manera general se podría establecer la siguiente distribución:

Tabla II-1. Distribución general de la planta

ABREVIATURA	ZONA
A-100	Área de almacenamiento de materias prima
A-200	Área de acondicionamiento
A-300	Área de reacción
A-400	Área de extracción
A-500	Área de purificación
A-600	Área de tratamiento de residuos
A-700	Área de almacenamiento de productos terminado

Fuente: Elaboración Propia.

2.1.1 Flujos de alimentación al equipo a diseñar

Para determinar la capacidad del reactor a diseñar (equipo principal de la zona de reacción), se deberán tener en cuenta la capacidad de planta y el flujo de alimentación de cada uno de los componentes.

Se desea producir aproximadamente unas 30.000 toneladas al año, con el peso molecular del Acrilonitrilo y las horas-días operativas de la planta se procederá se procederá a determinar el flujo de Acrilonitrilo que se necesita producir, utilizando la siguiente expresión:

$$\text{Flujo de acrilonitrilo} = \frac{\text{Produccion de acrilonitrilo}}{\text{horas} \times \text{dias} \times \text{PM}}$$

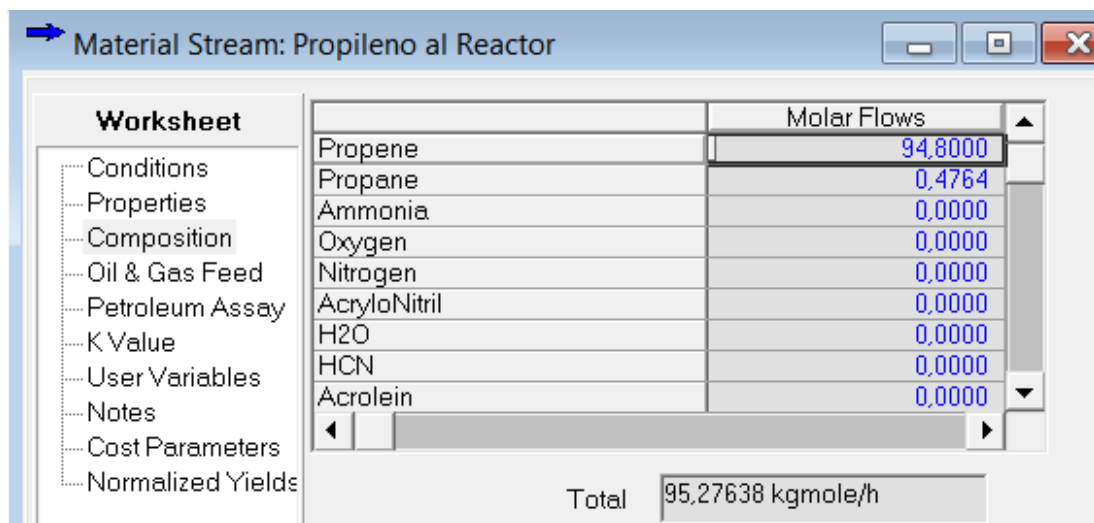
$$\text{Flujodeacrilonitrilo} = \frac{30.000.000 \text{ kg/año}}{24 \text{ h} \times 333 \text{ dias} \times 53,06 \text{ kg/kmol}}$$

$$\text{Flujodeacrilonitrilo} = 70,67 \text{ kmol/h}$$

Con un total de 8.000 h/año de operación que son las horas anuales con las que operara las plantas de Propileno polipropileno equivalente a 333 días.

Conociendo la cantidad total de Acrilonitrilo producir se puede calcular el flujo de Propileno a introducir en el reactor, teniendo en cuenta que este tiene una conversión del 76 %, (Kirt Othmer) respecto del Propileno y que en el proceso debe recuperarse el 94 % del Acrilonitrilo producido por perdidas en diferentes venteos y polimerización del mismo en los diferentes equipos se tiene:

Cuadro II-1. Propileno alimentado al reactor



The screenshot shows a software window titled "Material Stream: Propileno al Reactor". On the left is a "Worksheet" menu with options like Conditions, Properties, Composition, etc. The main area is a table with the following data:

	Molar Flows
Propene	94,8000
Propane	0,4764
Ammonia	0,0000
Oxygen	0,0000
Nitrogen	0,0000
AcryloNitril	0,0000
H2O	0,0000
HCN	0,0000
Acrolein	0,0000
Total	95,27638 kgmole/h

Fuente: Elaboración Propia.

No obstante, en Hysys se obtuvo una recuperación del 98 % debido a que en las diferentes corrientes de proceso y recirculaciones el Acrilonitrilo que se polimerizaba no fue separado de las corrientes sino fue tomado como tal aumentando así la eficiencia del proceso.

Conociendo la estequiometria de la reacción se obtienen los flujos de entrada del resto de reactivos, cuyos valores se recogen a continuación que según (Cavani et al 2009) esta relación está dada por:

$$\frac{NH_3}{C_3H_6} = 1,27$$

$$\frac{\text{Aire}}{C_3H_6} = 9,8$$

Cuyas relaciones fueron estimadas para cálculo de Balance de materia y energía que se desarrollara más adelante.

El flujo total de alimentación al reactor se resume en la siguiente tabla:

Tabla II-2. Datos de composición de la alimentación

Alimentación al reactor(Kmol/h)				
PM		Kmol/h	Kg/h	Toneladas anuales
42	Propileno	94,8	3.989,24	31.913,68
44	Propano	0,47	21	168
17	Amoniaco	120,39	2.050,34	16.402,72
32	Oxigeno	195,09	6.243,148	49.945,185
28	N2	733,94	20.559,9	164.479,2

Fuente: Elaboración Propia.

Por tanto, el reactor tiene que tener una capacidad para procesar un flujo molar de 1144,71 Kmol/h de reactivos.

2.2 Localización del proyecto.

La instalación del complejo petroquímico en Bolivia a partir de líquidos del gas natural, requirió el estudio de la ingeniería conceptual del Complejo por lo que YPFB encargó este estudio a la empresa italiana Tecnimont.

Esta empresa en resumen brindo estadísticas muy importantes de la macro y micro localización de esta planta que nos servirán como referencia para la ubicación exacta de la planta de producción de Acrilonitrilo.

El estudio de la macro y micro localización de las Plantas de Propileno y Polipropileno (PCPPP) brindo un resultado favorable para el departamento de Tarija donde será establecido este complejo petroquímico, de acuerdo al estudio realizado por la empresa Tecnimont que se describirá a continuación.

2.2.1 Estudios realizados por la empresa Tecnimont

Bajo este contexto, se definieron en Bolivia las siguientes áreas de evaluación:

Figura 2-2. Áreas de evaluación



Fuente: YPFB.

2.2.1.1 Macro Localización

Dentro del contexto general para el estudio de macro localización, fueron analizados los siguientes puntos más importantes.

- Disponibilidad de la materia prima.
- Disponibilidad de agua.
- Accesibilidad y logística de transporte.
- Posible Impacto Ambiental.
- Posibles impactos sociales y políticos.
- Desastres Naturales y efectos del medio ambiente

Para lo cual se elaborará una matriz de Decisión para las condiciones favorables y desfavorables de cada una de estas áreas para la planta de producción de Acrilonitrilo.

Tabla II-3. Matriz de Macro Localización (Condiciones favorables)

Condiciones Favorables (Debe ser la más alta posible)				
Muy bajo	Bajo	Medio	Alto	Muy alto
1	2	3	4	5
Áreas de Evaluación	A	B	C	Promedio de cada zona
Área 1:	1	2	4	2,33
Área 2	1	4	2	2,33
Área 3	2	3	3	2,67
Área 4	3	3	4	3,33
Área 5	2	3	3	2,67

Fuente: YPFB y Elaboración Propia.

Dónde:

A: Disponibilidad de la Materia prima

B: Disponibilidad de Agua

C: Accesibilidad y Logística de Transporte

En la disponibilidad de la materia prima se asumió un valor de 2 para la zona que contiene el amoniaco y 3 para el Propileno.

Tabla II-4. Matriz de Macro Localización (Condiciones desfavorables)

Condiciones Desfavorable (Debe ser la más baja posible)					
Muy bajo	Bajo	Medio	Alto	Muy alto	
5	4	3	2	1	
Áreas de Evaluación	A	B	C	Promedio de cada zona	Promedio Ponderado
Área 1	4	2	3	3	2,67
Área 2	2	3	2	2,33	2,33
Área 3	3	4	2	3	2,83
Área 4	3	4	4	3,67	3,5
Área 5	3	4	4	3,67	3,17

Fuente: YPFB y Elaboración Propia

Dónde:

A: Posible Impacto Ambiental

B: Posibles Impactos Sociales y Políticos

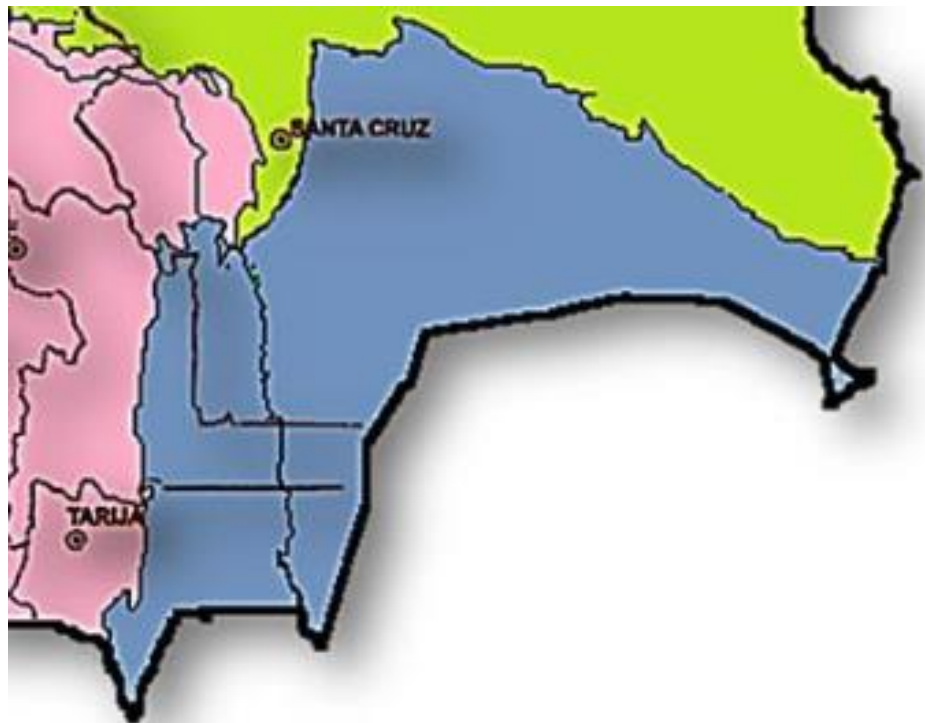
C: Desastres Naturales y Efectos del Medio Ambiente

De acuerdo a los resultados obtenidos en la matriz, la región que mejores condiciones tiene para la instalación de la planta de Acrilonitrilo fue el área 4, (figura 2-3).

Que comprende el oeste de Tarija, sur de Santa Cruz y este de Chuquisaca.

Es la más favorable, debido a la buena disponibilidad de gas natural, el proceso de separación de licuables y producción de GLP ya en producción, con una buena ubicación hacia los puntos de salida vía carretera y férrea hacia el exterior.

Además, que ahí serán construidas las Plantas de Propileno y Polipropileno (PCPPP).

Figura 2-3. Área 4

Fuente: YPFB.

2.2.1.2 Micro Localización

El estudio de micro localización permite evaluar y recomendar la mejor alternativa, dentro del área seleccionada en la macro localización.

En el estudio de micro localización fueron identificadas 5 alternativas, las cuales fueron analizadas, evaluadas y respaldadas en base al estudio realizado por la empresa italiana Tecnimont para la planta de propileno y polipropileno, tomando en cuenta los siguientes criterios.

- Geográficos.
- Proximidad a la materia prima Propileno y amoniaco.
- Proximidad a fuentes de agua.
- Proximidad a un corredor de la red vial fundamental.

- Proximidad a vías férreas.
- Proximidad a vía fluvial.
- Proximidad a fronteras.
- Proximidad a localidades o poblaciones.

Tabla II-5. Alternativas de ubicación de la planta de producción de Acrilonitrilo

Departamentos	Localidades
Tarija	Yacuiba Villa Montes Caraparí
Santa Cruz	Camiri Santa Cruz

Fuente: Elaboración propia.

Una vez concluida la evaluación de las 5 alternativas, de acuerdo a la metodología usada, Yacuiba resulto ser la que mayor puntaje obtuvo, visualizándose en la matriz de micro localización de la siguiente tabla.

Tabla II-6. Matriz de Micro Localización

Alternativas	Condición Favorables de las Alternativas					Promedio de las alternativas
	Muy bajo	Bajo	Medio	Alto	Muy alto	
	1	2	3	4	5	
	A	B	C	D	E	
Yacuiba	3	5	3	5	3	3,8
Caraparí	1	2	3	4	1	2,2
Villa Montes	2	4	4	4	3	3,4
Camiri	2	4	2	3	1	2,4
Santa Cruz	3	5	4	3	3	3,6

Fuente: Elaboración Propia.

Dónde:

A: Disponibilidad de la Materia Prima

B: Población Disponible

C: Disponibilidad de Agua

D: Carreteras hacia Fronteras(Mercados)

E: Vía Fluvial y de Ferrocarril

2.3 Descripción de la región

2.3.1 Tipo de suelo

Los suelos de la región se caracterizan por ser suelos muy profundos, de color pardo oscuro, con textura franco-arenosa en la superficie y más arcillosa en las capas profundas. Tienen una reacción ligeramente ácida.

Las características de suelo y clima favorecen a la producción de maíz principalmente. La mayoría de las familias asentadas en la zona norte de la ciudad de Yacuiba se dedican a la producción agrícola, también hay algunas granjas de pollo un poco más al norte de la cabecera del aeropuerto de Yacuiba. Son pocas las personas que tienen ganado vacuno o caballar, los que son utilizados como apoyo en las actividades agrícolas.

Se observa una fuerte degradación de los suelos debido a los chaqueos y quema. Debido a la fragilidad del suelo, los cultivos sólo rinden unos pocos años y luego los suelos son abandonados en cuyos sitios se conforman barbechos improductivos.

2.3.2 Clima

En Yacuiba se registra una temperatura media anual de 23.4°C, con una máxima media de 30.7°C y una máxima extrema de 48.5°C. La temperatura mínima media es de 16.2°C y una mínima extrema de -9.5°C. Este descenso tan pronunciado a temperaturas mínimas se manifiesta en épocas invernales cuando llegan los frentes fríos y cargados de humedad provenientes de latitudes antárticas los que se denominan surazos. La temperatura desciende hasta -2°C.

2.3.3 Precipitación

La precipitación media anual alcanza a 870,5 mm y una precipitación máxima de 1.590 mm. La frecuencia más alta de precipitaciones se presenta durante el verano, en los meses de noviembre y marzo (103,5-150,4 mm); constituyendo una precipitación del 83% del volumen anual. En cambio, entre los meses de abril y octubre se producen las precipitaciones mínimas con un 17% del volumen anual.

La humedad relativa del ambiente es del 74%, el promedio de evapotranspiración para el período de 25 años es de 4,6 milímetros y la dirección predominante de los vientos es norte a sur y viceversa, que corren con una intensidad promedio de 36 km/h.

El área próxima a Yacuiba está ubicada en la faja Sub Andina Sur, con vegetación herbácea, fuertemente impactada por la agricultura en minifundios.

El material geológico más importante consiste de aluviones antiguos, del período cuaternario, sobre gravas y aluviones terciarios. Se distribuye a manera de un cinturón que corre paralelo al rumbo mayor de la cordillera.

2.3.4 Biogeografía

La zona donde se ubica Yacuiba se encuentra próxima a la cadena de serranías del sector meridional de las sierras sub-andinas, evidenciándose a lo lejos una topografía escarpada con pendientes pronunciadas y valles profundos.

El área se encuentra dentro de la unidad fisiográfica de Llanuras del Chaco, con una altitud de 520 m.s.n.m. El clima del área es seco con temperaturas registradas que ascienden por encima de los 30 °C. La precipitación media anual es alrededor de los 800 mm.

La eco región se caracteriza por la vegetación xerófita y herbácea, debido a la influencia antrópica que ha sufrido el lugar. El medio biótico está representado por hierbas, arbustos y sembradíos principalmente.

En cuanto la fauna, debido a las actividades agrícolas y la presencia de población humana, la diversidad es prácticamente nula.

2.4 Ubicación de la planta de producción de Acrilonitrilo

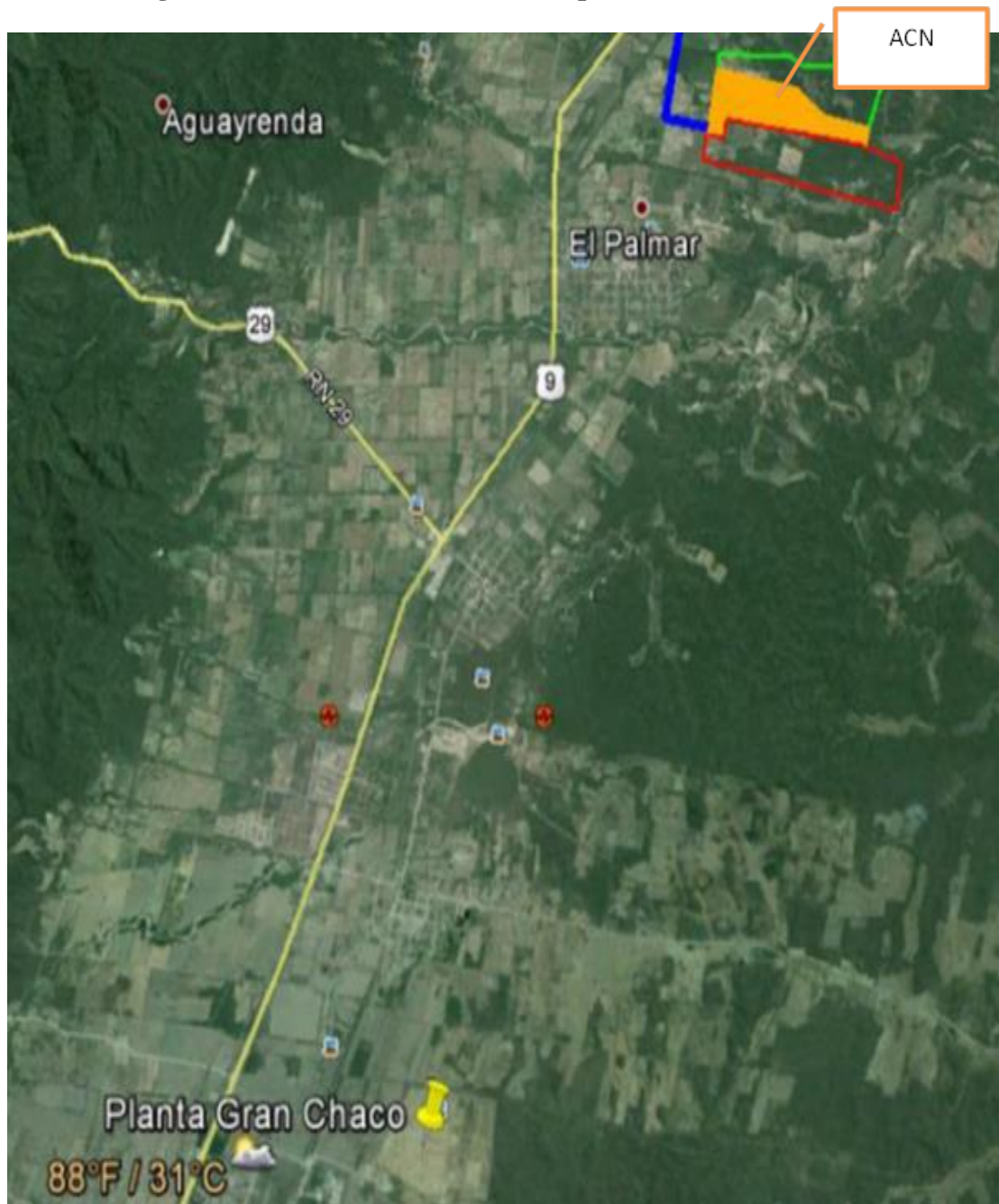
El Complejo Petroquímico de las Plantas de Propileno y Polipropileno (PCPPP), se encuentra ubicada a 1 Km al norte de la localidad de Palmar Chico, aproximadamente a 11 kilómetros al norte de la Planta Separadora de Líquido Gran Chaco y a unos 16 Km aproximadamente de la ciudad de Yacuiba, como se muestra en la figura 2-4.

La vía de acceso es por la carretera pavimentada Yacuiba-Santa Cruz, ingresando por el lado Este de la carretera aproximadamente 1,8 Km por un camino de tierra hasta la “Cabaña El Algarrobal”,

También se encuentra la línea férrea Yacuiba-Santa Cruz a 1 Km de dichas plantas.

Debido a que la planta de producción de Acrilonitrilo requiere una fuente ininterrumpida de Propileno que será provisto por la Planta de Propileno y Polipropileno (PCPPP), y velando que las condiciones de operación sean las más favorables a fin de asegurar la producción, la calidad del producto y la continuidad de dicha Planta, esta será establecida también en Yacuiba en proximidades de las Planta de Propileno y Polipropileno (PCPPP) como se muestra en la figura 2-4.

Figura 2-4. Ubicación de la Plata de producción Acrilonitrilo



Fuente: YPFB.

CAPÍTULO III
INGENIERÍA DEL PROYECTO

3 Ingeniería del proyecto

3.1 Caracterización física y química de la Materia Prima

Se describirá a continuación las características principales de los reactivos y productos que forman parte del proceso.

3.1.1 El Propileno

El Propileno, también llamado propeno $CH_3 - CH = CH_2$, es un hidrocarburo incoloro e inodoro que pertenece a la familia de los alquenos, presentando el doble enlace como grupo funcional.

Tabla III-1. Propiedades del Propileno

Propiedad	Valor
Formula molecular	C_3H_6
Estado de agregación	Gaseoso
Densidad	1,81 Kg/m ³
Masa molecular	42,08 gr/mol
Punto de fusión	87,85 K
Punto de ebullición	225,45 K
Temperatura critica	364 K
Presión critica	46,1 bar
Temperatura de auto ignición	728,15 K
Apariencia	Incoloro
Olor	Algo dulce

Fuente: Othmer, Kirk 1985. /Elaboración Propia

Se constituye como una de las principales olefinas ligeras, almacenándose como líquido a presión debido a su alta volatilidad.

Este será obtenido a partir del GLP obtenido del Gas Natural en la planta de separación de líquidos de Gran Chaco mediante las Plantas de Propileno y Polipropileno (PCPPP).

3.1.1.1 Usos del Propileno

En cuanto a los usos del Propileno destacar que la distribución aproximada de su consumo en la industria química es la siguiente:

- 60% Polipropileno: Es el derivado que ha experimentado un mayor crecimiento en los últimos años.
- 9% Acrilonitrilo: Utilizado como fibra sintética y para la obtención de resinas termoplásticas (ABS, SAN, ASA), cauchos especiales (NBR) y otros derivados.
- 7% Óxido de Propileno: Intermedio para la obtención del propilenglicol, polipropoxidados y otros productos.
- 7% Derivados oxo: Butiraldehído y n-butanol.
- 6% Cumeno: Intermedio para la obtención de fenol y acetona.
- 2% Alcohol isopropílico: Disolvente intermedio para la obtención de acetona.
- 9% Otras aplicaciones: (Epiclorhidrina, cloruro de alilo, etc.).

3.1.2 Amoniaco

El amoniaco es un compuesto químico cuya molécula consiste en un átomo de nitrógeno (N) y tres átomos de hidrógeno (H). El amoníaco, a temperatura ambiente, es un gas incoloro de olor muy penetrante y nauseabundo.

Se disuelve fácilmente en el agua y se evapora rápidamente, generalmente se comercializa en forma líquida. Se produce naturalmente por descomposición de la materia orgánica pero también se fabrica industrialmente por el método denominado proceso Haber-Bosch (Fritz Haber y Carl Bosch recibieron el Premio Nobel de química en los años 1918 y 1931). El proceso consiste en la reacción directa entre el nitrógeno y el hidrógeno gaseosos. Se recogen en la siguiente tabla sus principales características.

Tabla III-2. Propiedades del amoniaco

Propiedad	Valor
Formula molecular	NH_3
Estado de agregación	Gaseoso
Densidad	$0,73 \text{ kg/m}^3$
Masa molecular	$17,03 \text{ gr/mol}$
Punto de fusión	$195,42 \text{ K}$
Punto de ebullición	$239,81 \text{ K}$
Temperatura critica	$405,55 \text{ K}$
Presión critica	$112,8 \text{ bar}$
Temperatura de auto ignición	$903,15 \text{ K}$
Apariencia	Incoloro
Olor	Penetrante y desagradable

Fuente: Othmer, Kirk 1985. /Elaboración Propia.

El amoníaco se usa como materia prima para un número elevado de aplicaciones. Este producto es utilizado en la fabricación de fertilizantes agrícolas, fibras, plásticos, productos de limpieza y explosivos, entre otros. De entre todas sus aplicaciones se pueden destacar:

3.1.2.1 Usos del Amoniaco

- Fertilizantes: sulfato de amonio, fosfato de amonio, nitrato de amonio y urea.
- Productos químicos: ácido nítrico (sobretudo utilizado en la preparación de explosivos).
- Fibras y plásticos: nylon y otras poliamidas.
- Productos de limpieza: detergentes y suavizantes de ropa.

3.1.3 Oxígeno

El oxígeno es un elemento químico de número atómico 8 y símbolo O. En su forma molecular más frecuente O_2 , es un gas a temperatura ambiente.

Se recogen en la siguiente tabla sus principales características:

Tabla III-3. Propiedades del oxígeno

Propiedad	Valor
Formula molecular	O_2
Estado de agregación	Gaseoso
Densidad	$1,35 \text{ kg/m}^3$
Masa molecular	32 gr/mol
Punto de fusión	50,35 K
Punto de ebullición	90,18 K
Temperatura critica	154,55 K
Presión critica	50,43 bar
Apariencia	Incoloro

Fuente: Othmer, Kirk 1985. /Elaboración Propia.

Representa aproximadamente el 21 % en volumen de la composición de la atmósfera terrestre, es un gas incoloro, inodoro (sin olor) e insípido que reacciona prácticamente con la totalidad de los metales (exceptuando los metales nobles) provocando la corrosión.

3.1.3.1 Usos del Oxígeno

Es uno de los elementos más importantes de la química orgánica y participa de forma muy importante en el ciclo energético de los seres vivos, esencial en la respiración celular de los organismos aeróbicos.

En cuanto a aplicaciones del oxígeno se puede señalar que se usan grandes cantidades en los sopletes para soldar a altas temperaturas, en los cuales, la mezcla de oxígeno y otro gas produce una llama con una temperatura muy superior a la que se obtiene quemando gases en aire.

El aire enriquecido con oxígeno se usa para fabricar acero en los hornos de hogar abierto. El oxígeno de gran pureza se utiliza en la industria de fabricación de metal y de algunos productos químicos en los que se requiera alto grado de pureza.

Es muy importante como líquido propulsor en los misiles teledirigidos y en los cohetes.

La medicina también hace uso del oxígeno suministrándolo como suplemento a

pacientes con dificultades respiratorias; y se emplean botellas de oxígeno en diversas prácticas deportivas como el submarinismo o laborales, en el caso de acceder a lugares cerrados, o escasamente ventilados, con atmósferas contaminadas (limpieza interior de depósitos, trabajo en salas de pintura, etc.).

3.2 Cuantificación de la materia prima

3.2.1 Propileno

Las Plantas de Propileno y Polipropileno (PCPPP) producirán 250.000 toneladas anuales de Propileno grado polímero (mínimo 99,5 %mol) en forma líquida con un total de 8.000 h/año de operación, de acuerdo a especificaciones en siguiente tabla.

Tabla III-4. Especificación del Propileno (Composición típica Grado Polímero)

Componente	Especificación	Unidades
Composición		
Propileno	99,5	min.% vol
Propano	0,05	max. % vol
Hidrogeno	20 ppm vol max	max.% vol

Fuente: YPFB. /Elaboración propia.

Como se mencionó anteriormente se usará un porcentaje del Propileno obtenido, de acuerdo a los estándares internaciones de usos del Propileno para este fin.

3.2.2 Amoniaco

En el departamento de Cochabamba se encuentra ya en producción este compuesto con una capacidad de 756.000 toneladas anuales de fertilizantes.

Que a la vez también será la que proporcionará el amoniaco estequiométrico necesario para para la obtención de Acrilonitrilo, cantidades que serán estimadas en el desarrollo del proyecto.

Debido a que el amoniaco se encuentra a una distancia considerable de la zona de localización de la planta, para fines de este proyecto se realizará una logística preliminar en cuanto al transporte de estas sustancias, debido a que esto requiere un proceso de estudio logístico más detallado y profundo por ser sustancias química de

alta peligrosidad y por la seguridad que pueda implicar su transporte, por ser sustancias controladas.

Alternativas para su transporte podrían ser vía aérea, debido a que la zona cuenta con un aeropuerto cercano, también por vía terrestre Yacuiba-Santa Cruz-Cochabamba o vía ferrocarril desde Santa Cruz implicando tener una zona de almacenamiento en ese Departamento.

3.3 Selección del proceso a diseñar

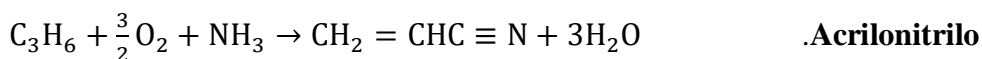
Actualmente más del 90 % de la producción de Acrilonitrilo es producido por el proceso Sohio, facilitando así la selección del proceso a elegir.

3.3.1 Proceso Sohio

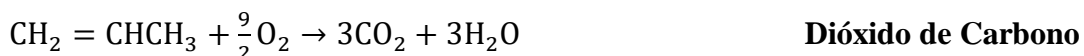
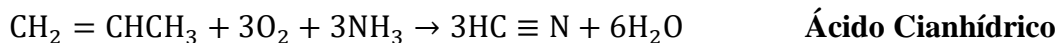
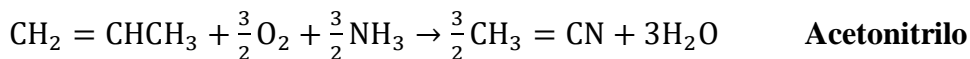
Se trata de la amoxidación catalítica en fase vapor del propileno y amoníaco en un reactor de lecho fluidizado, para producir Acrilonitrilo y fue descubierta a finales de los años 50 por Sohio.

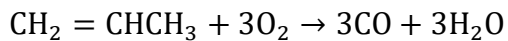
Este proceso tiene lugar en un reactor de lecho fluidizado, a 400-500°C y 0.5-2 bares de presión, mediante el uso de un catalizador de Bi-Mo-O, luego el posterior tratamiento de la corriente obtenida para obtener el Acrilonitrilo como producto principal.

3.3.1.1 Reacción Principal



3.3.1.2 Reacción secundaria



**Monóxido de Carbono**

Se consigue un producto con un alto nivel de pureza, alto rendimiento y buena selectividad, además que los subproductos que se forman (Acroleína, Acetonitrilo, Ácido cianhídrico, Sulfato de Amonio, Monóxido y Dióxido de Carbono), son comercialmente recuperados y vendidos.

3.3.2 Etapas del Proceso

A nivel industrial, el proceso de producción de Acrilonitrilo se compone de tres etapas fundamentales:

Etapas de reacción.

Etapas de absorción para eliminación de productos no deseados.

Etapas de purificación del producto final.

3.3.2.1 Etapa de reacción

Constituye el motor del proceso productivo. Se compone de dos equipos, en primer lugar un horno que permite el calentamiento de la corriente de oxígeno hasta la temperatura óptima y en segundo lugar el reactor catalítico de lecho fluidizado donde se va a producir la reacción de amoxidación del Propileno.

Debido a la naturaleza propia de la reacción, fuertemente exotérmica, será necesario dotar al reactor de un sistema de refrigeración en su interior formado por tubos por los que circula agua.

3.3.2.2 Etapa de absorción para eliminación de productos no deseados

Los gases de salida del reactor, que se encuentra entre los 400-500°C, se pueden utilizar como fluido calefactor.

Dependiendo de las condiciones del proceso y de la operación de la primera columna de absorción, se instalará antes de la entrada en éste, un intercambiador de calor que lleve la corriente a las temperaturas de operación.

La primera columna que se encuentra en esta zona de la planta es el Quench, donde el Amoniacó se elimina por absorción con reacción química con una solución de ácido sulfúrico muy diluida a contracorriente. Mediante este proceso, el amoniacó se convierte en sulfato de amonio.

La corriente de productos pasa a una columna de absorción en contracorriente con agua, donde se eliminan los gases inertes.

3.3.2.3 Etapa de purificación del producto final

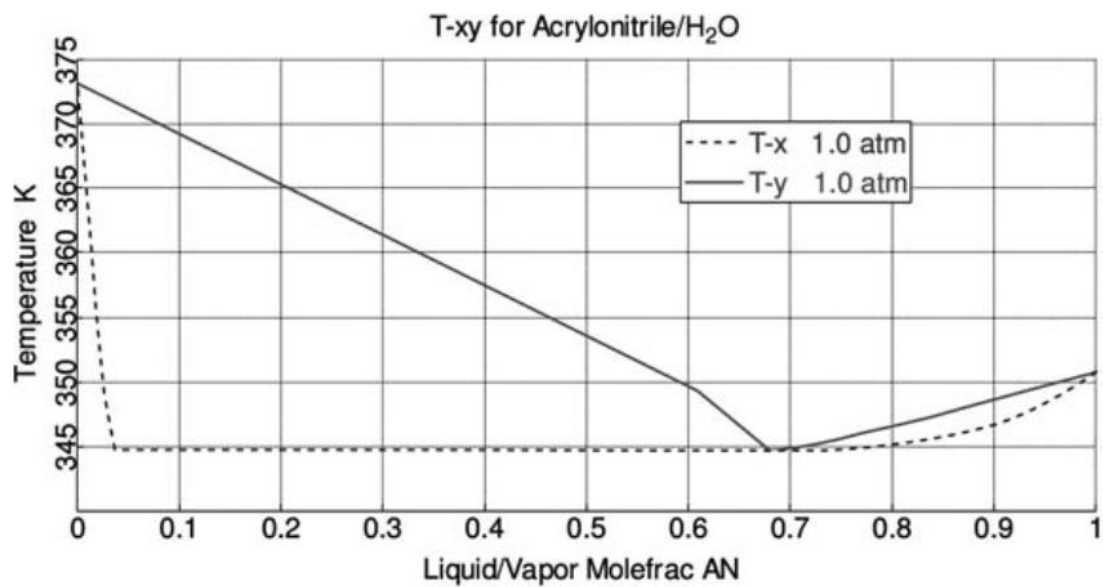
El primer equipo de esta zona es una columna de rectificación, esta unidad permite eliminar por el fondo de la columna el acetonitrilo y la mayoría del agua presente, y por la zona superior de la columna se obtendrá la corriente del proceso.

La corriente de destilado de la columna anterior, entra como alimentación de la segunda columna de rectificación que permite eliminar por cabeza de columna casi la totalidad del ácido cianhídrico presente en la alimentación.

La última de las columnas de rectificación tendrá como alimentación la corriente de colas de la columna anterior, previo mezclado con una corriente de n-hexano u otro disolvente, y previo acondicionamiento de la temperatura con un intercambiador.

La n-hexano que se añade a la corriente tiene como función modificar las volatilidades relativas de los compuestos, así como, romper el azeótropo del sistema Acrilonitrilo - agua, para poder obtener una mayor pureza en el producto, ver figura 3-1.

Figura 3-1. ELV del Acrilonitrilo-Agua

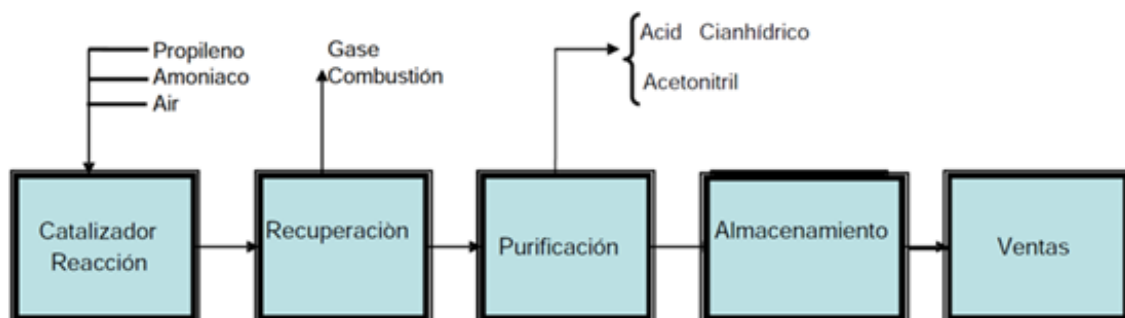


Fuente: Othmer, Kirk.

3.4 Diagramas del Proceso

3.4.1 Diagrama de bloque

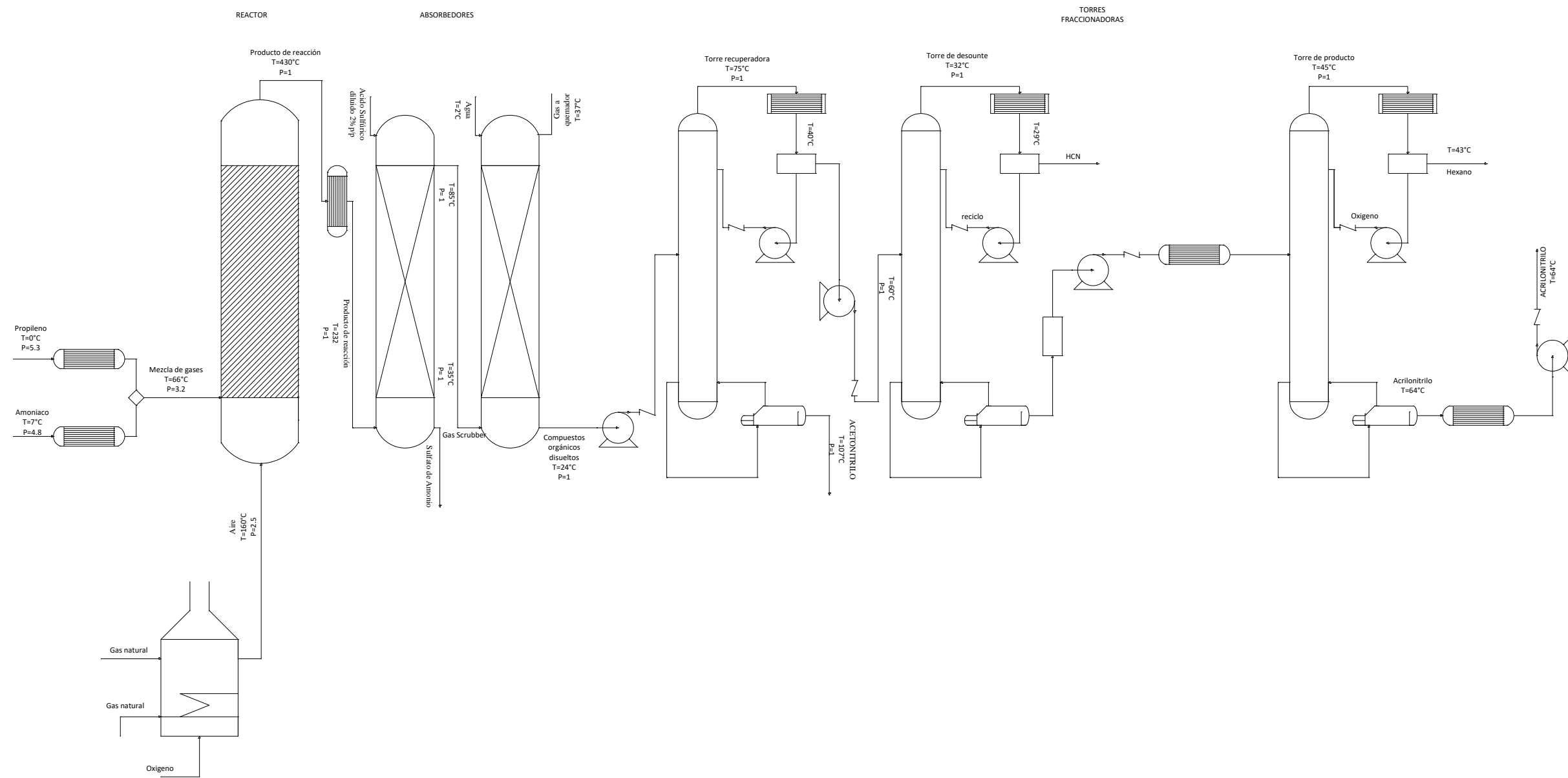
Figura 3-2. Diagrama del Proceso de obtención de Acrilonitrilo



Fuente: Caraballo Domínguez/ 2011.

3.4.2 Diagrama de flujo

Figura 3-3 Diagrama de flujo del proceso.



Las presiones operativas están en $\frac{Kg_f}{cm^2}$

Fuente: Elaboración propia.

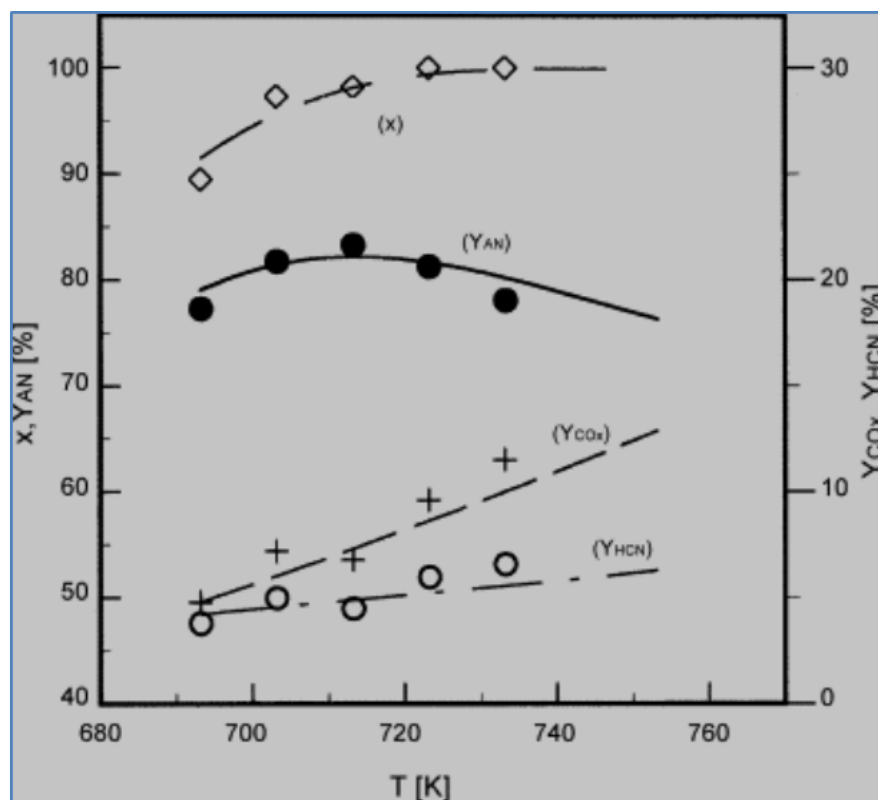
3.5 Balances de Materia y Energía

3.5.1 Condiciones generales del Proceso

Hu et al. (2007) estudiaron el efecto de la temperatura sobre el rendimiento del Acrilonitrilo en la reacción de la amoxidación del Propileno. Una banda de temperatura estudiada de 407 a 487 °C (680 a 760 K). Se observó que a temperaturas bajas el rendimiento era más bajo, porque la velocidad de reacción era lenta. Por otra parte, a temperaturas más elevadas, se observa una súper oxidación y una disminución del rendimiento en Acrilonitrilo.

Las temperaturas altas provocan un aumento de los óxidos de carbono de forma progresiva, como se puede observar en la siguiente figura.

Figura 3-4. Conversión de Propileno (x), Acrilonitrilo (Y_{AN}), Óxidos de carbono (Y_{CO_x}) y Ácido Cianhídrico (Y_{HCN}) frente a la temperatura



Fuente: Laio Damasceno da Silva.

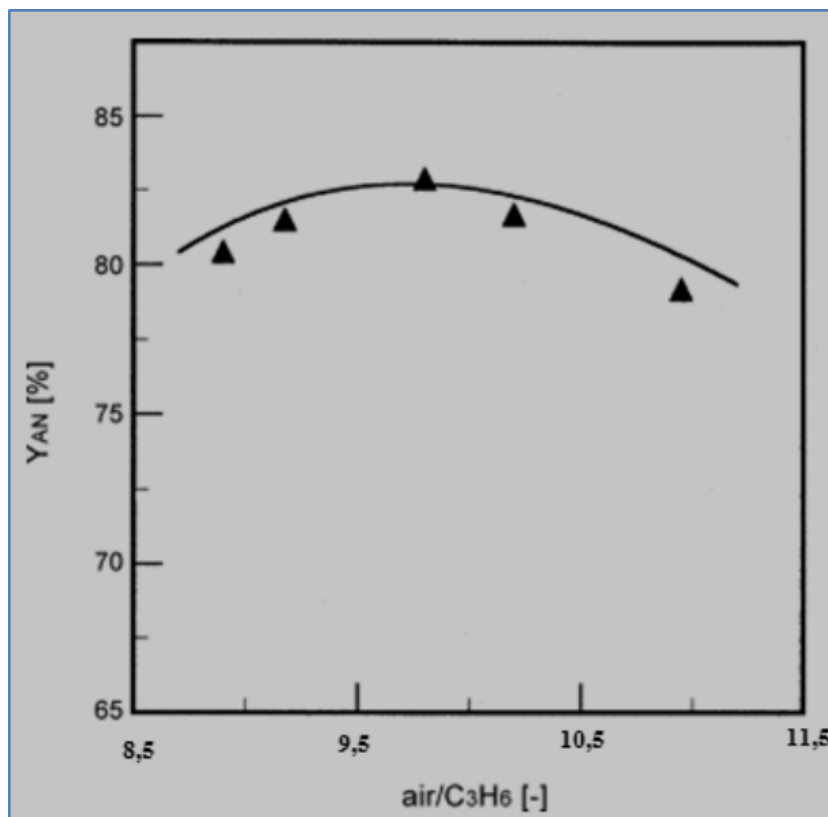
Eligiéndose para condiciones de diseño los siguientes datos de operación.

Temperatura de Reacción= 440 °C

Conversión del Acrilonitrilo = 82 %

El efecto de las relaciones molares de Aire/Propileno y Amoníaco/Propileno en la obtención del producto, que también es relevante para la síntesis de Acrilonitrilo fue estudiada por Hu et al. (2.007), que se ilustra en la figura 3-5. La relación molar de Aire/Propileno de 7,5 es suficiente para la reacción se lleve a cabo de manera estequiometria, considerando que se consume 1,5 moles de oxígeno con 1 mol de Propileno. Debido a la existencia de reacciones secundarias, la relación molar de Aire/Propileno normalmente se mantiene entre 10 y 10,5.

Figura 3-5. Conversión de Acrilonitrilo (Y_{AN}) en diferentes valores de la relación molar de la mezcla Aire/Propileno

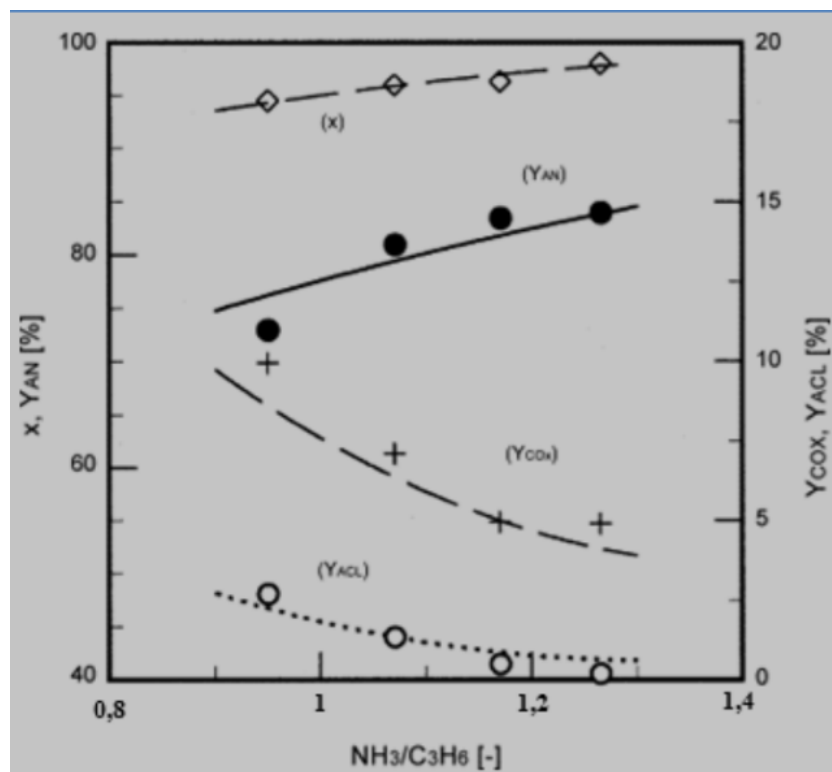


Fuente: Laio Damasceno da Silva.

La relación Aire/Propileno elegida es de 9,8.

En la relación molar de Amoníaco/Propileno (figura 3-6), se observó que la presencia de Amoníaco en una cantidad más grande favorece la producción de sustancias que contienen grupos nitrilo, en especial Acrilonitrilo, y discrimina la formación de productos tales como óxidos de carbono (CO y CO₂), Acroleína y Acido Acrílico, como se muestra en la siguiente figura.

Figura 3-6. Conversión del Propileno (x), Acrilonitrilo (Y_{AN}), Óxidos de carbono (Y_{COx}) y Ácido Cianhídrico (Y_{H₂CN}) dependiendo de la relación molar de Amoníaco/Propileno



Fuente: Fuente: Laio Damasceno da Silva.

La relación Amoníaco/Propileno elegida es de 1,27.

La variación de la conversión del Propileno respecto a todos los subproductos que se obtiene está también en función de la presión.

Cuadro III-1. Efecto de la presión en la actividad catalítica para la amoxidación del Propileno

P (MPa)	Conversion propene	AN	ACT	HCN	Acrolein + acrylic acid	CO ₂ + CO
0.18	97.8	79.6	2.1	2.3	4.1	9.6
0.2	98.3	80.1	2.1	2.7	2.7	10.7
0.25	97.5	78.2	3.2	2.5	2.1	11.2

Fuente: Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry

Se elegirá trabajar con una presión de 2-2,5 bares en el reactor según lo expuesto en la figura anterior.

Aclarando que en datos de procesos reales la conversión de Propileno a Acrilonitrilo se encuentra alrededor de un 76 % de conversión.

Estas variaciones se manifiestan debido a que en algunos procesos se alimenta el oxígeno puro o como es este caso que fue estudiado a escala laboratorio.

Los datos de conversión para cada uno de los subproductos respecto al Propileno, y las condiciones operativas de cada uno de los equipos y corrientes para el Balance y simulación del proceso fueron seleccionados a partir de un informe técnico de una de las plantas de Acrilonitrilo (50.000 ton/año), ubicadas en una de las unidades petroquímicas de Tula-Hidalgos en México.

Tabla III-5. Conversión, rangos de operación normal

Componente	Rango de operación Normal (%)
Acrilonitrilo	70 – 75
Acetonitrilo	1,5 - 3,5
Ácido Cianhídrico	6 – 9
Dióxido de Carbono	7 – 12
Monóxido de Carbono	5 – 11
Acroleína	0 – 3

Fuente: Marcos francisco moreno molina febrero de 1992.

Actualmente estos procesos han sido optimizados para mejorar la producción del

Acrilonitrilo, reduciendo a la vez los sub productos generados, estos aún no han logrado superar un 84 % de conversión del Propileno a Acrilonitrilo por lo que se busca generar más subproductos de valor agregado (Acetonitrilo, Ácido Cianhídrico), disminuyendo la combustión del Propileno en el reactor.

Teniendo en cuenta estas consideraciones se elegirán los datos de conversión para nuestro balance en el reactor y posterior diseño.

Tabla III-6. Condiciones de diseño

Componente	Conversión
Acrilonitrilo	76%
Acetonitrilo	3%
HCN	7%
CO ₂	6,5%
CO	4%
Acroleína	1,5%
Suma	98%

Fuente: Elaboración Propia.

Una vez conocido todos estos datos se procederán los cálculos de balance de materia en el reactor y demás equipos principales del proceso.

3.5.2 Balance de Materia

En el capítulo I se determinó los flujos de alimentación al reactor, y para que su conceptualización sea más clara se los determinó en cantidades anuales de cada uno de estos reactivos.

Tabla III-7. Datos de composición de la alimentación

Alimentación al reactor(Kmol/h)				
PM	Compuesto	Kmol/h	Kg/h	Toneladas anuales
42	Propileno	94,8	3.989,24	31.913,68
44	Propano	0,47	21	168
17	Amoniaco	120,39	2.050,34	16.402,72
32	Oxigeno	195,09	6.243,148	49.945,185
28	Nitrógeno	733,94	20.559,9	16.4479,2

Fuente: Elaboración Propia.

El proceso de producción de Acrilonitrilo se simuló con el programa Aspen Hysys V7.3, del cual fueron obtenidos los balances de las diferentes corrientes y equipos de proceso.

Debido a la gran cantidad de corrientes y equipos que intervienen en el proceso (figura 3-14), se realizaron los balances en los principales equipos citados a continuación.

3.5.2.1 Balance en el reactor

La alimentación al reactor se da a través de dos corrientes una de Aire y otra de una mezcla de Amoníaco-Propileno, previamente acondicionadas.

La mezcla Amoníaco-Propileno se alimenta al reactor a una temperatura de 66°C y una presión de 3,097 atm.

El aire entra al reactor a una temperatura de 140°C y una presión de 2,42 atm, previamente filtrado y acondicionado.

Cuadro III-2. Alimentación al reactor

The screenshot shows a window titled 'Material Stream: Alimentacion al Reactor.' with a 'Worksheet' pane on the left and a table of 'Molar Flows' on the right. The 'Composition' worksheet is selected. The table lists the following components and their molar flows:

Component	Molar Flows
Propene	94,8000
Propane	0,4764
Ammonia	120,3960
Oxygen	195,0984
Nitrogen	733,9416
AcryloNitril	0,0000
H2O	0,0000
HCN	0,0000
Acrolein	0,0000
Total	1144,71238 kgmole/h

Fuente: Elaboración Propia.

Por el domo del reactor salen los gases a 430°C pasando luego a enfriarse a 232°C en los intercambiadores de calor.

Cuadro III-3. Efluentes del reactor

	Molar Flows
Propene	1,8960
Propane	0,0000
Ammonia	24,1740
Oxygen	19,9435
Nitrogen	733,9416
AcryloNitril	72,0480
H2O	297,6815
HCN	19,9080
Acrolein	1,4220
CO2	19,9151
CO	11,3760
AcetoNitrile	4,2660
Total	1206,57176 kgmole/h

Fuente: Elaboración Propia.

3.5.2.2 Balance en Quench

Los gases procedentes del efluente del reactor a 232°C llegan al Quench o torre de Apagado, cuya función es la de enfriar los gases del efluente del reactor a 85°C, eliminar el Amoniac que no reacciono neutralizándolo con Ácido Sulfúrico y eliminar por el fondo el exceso de agua producida en la reacción, así como los finos del catalizador y polímeros generados en el proceso.

Debido a que en este equipo se recirculan como agua de apagado, agua proveniente de diferentes equipos del proceso.

Cuadro III-4. Flujos molares de entrada y salida del Quench

Name	Acido Sulfurico I	Efluentes al Que	Agua de Desec	Efluentes
Vapour	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	75,30	232,0	85,00	85,00
Pressure [kPa]	98,07	98,07	98,07	98,07
Molar Flow [kgmole/h]	3865	1207	2903	2145
Mass Flow [kg/h]	7,084e+004	3,286e+004	5,394e+004	4,977e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	70,44	39,56	53,36	56,23
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,823e+005	-4,754e+004	-2,799e+005	-1,370e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	61,81	182,3	64,02	177,2
Heat Flow [MW]	-303,2	-15,93	-225,7	-81,62

Rating **Worksheet** Dynamics

OK Ignored

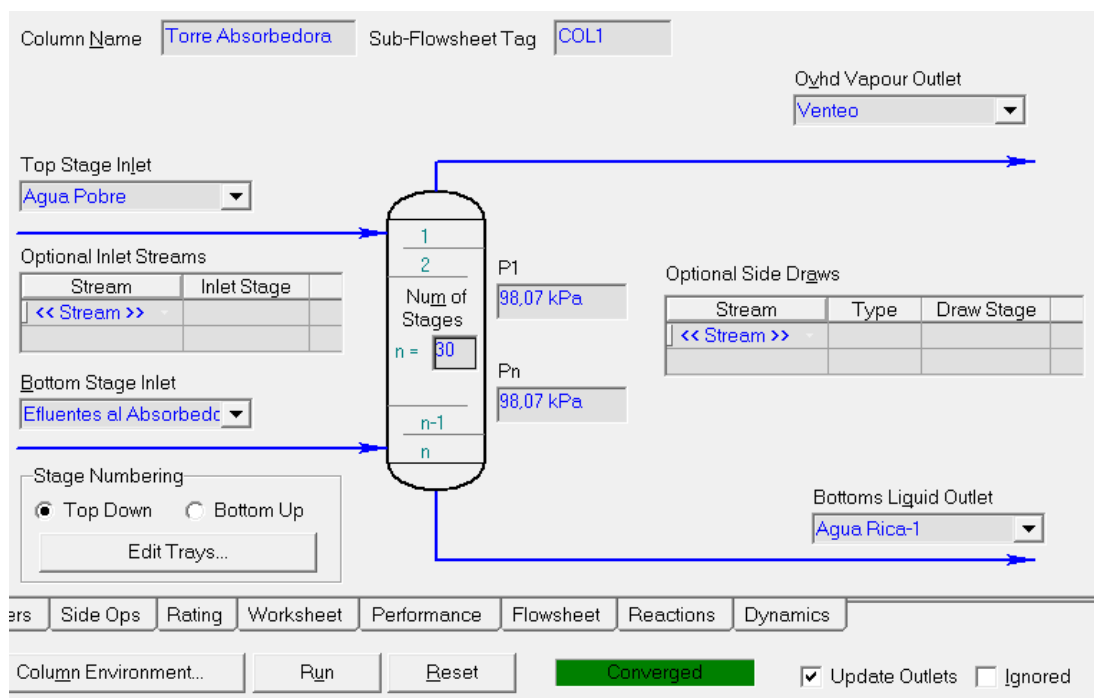
Fuente: Elaboración Propia.

La corriente de producto luego pasa a un post-enfriador donde se acondiciona a 35°C.

3.5.2.3 Torre Absorbedora

La función de esta torre es separar, de la corriente de gases del reactor, los productos orgánicos (Acrilonitrilo, Acetonitrilo, Ácido Cianhídrico, Acroleína, etc.) absorbiéndolos en agua fría a 2°C y dejando libres a los gases que no se absorben (Dióxido de Carbono, Monóxido de Carbono, Nitrógeno, Oxígeno, propano y Propileno) venteándose estos a la atmósfera.

Figura 3-7. Torre Absorbedora



Fuente: Elaboración Propia.

El agua pobre a 2°C proviene de fondos de la Torre Recuperadora y fraccionadora de acetonitrilo es acondicionada intercambiando calor con las corrientes de proceso y enfriada por último con una solución al 25% en metanol.

Cuadro III-5. Flujos molares de entrada y salida a la Torre Absorbedora

Name	Agua Pobre @C	Efluentes al Abs	Venteo @COL1	Agua Rica-1 @C
Vapour	0,0000	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [C]	2,000	35,00	2,024	19,70
Pressure [kPa]	101,3	101,3	98,07	98,07
Molar Flow [kgmole/h]	4193	916,7	790,8	4319
Mass Flow [kg/h]	7,554e+004	2,710e+004	2,249e+004	8,015e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	75,69	33,29	27,63	81,35
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,866e+005	-8690	-1,390e+004	-2,776e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	11,06	156,9	149,8	26,21
Heat Flow [MW]	-333,8	-2,213	-3,053	-333,0

Fuente: Elaboración Propia.

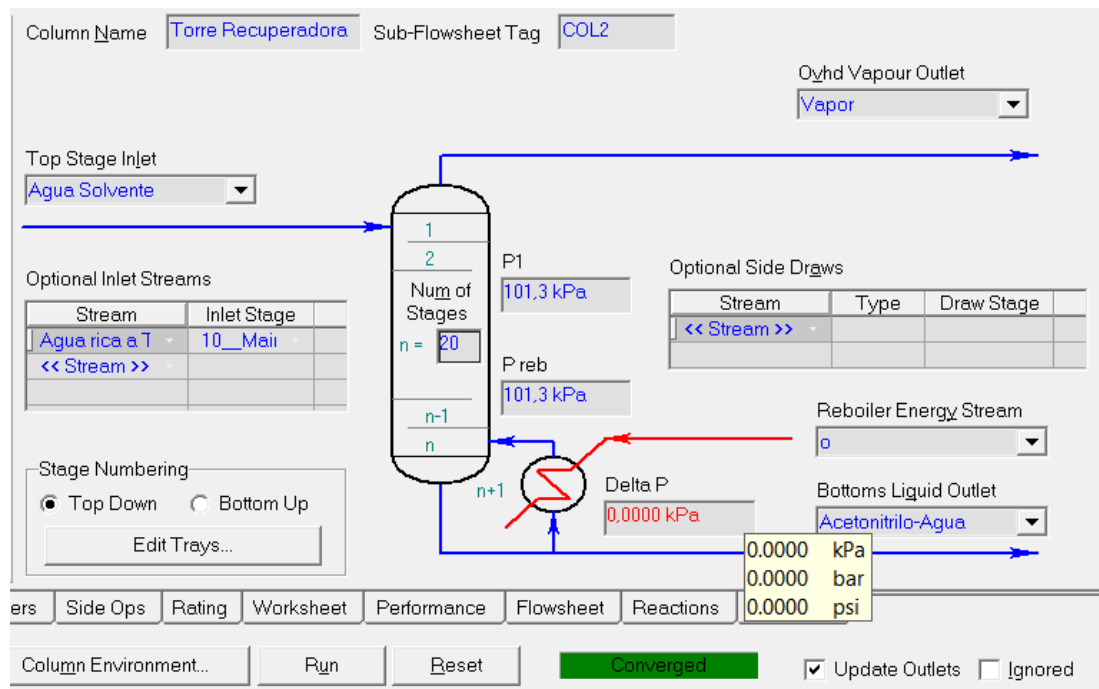
El agua junto con los productos orgánicos (agua rica), sale a 18°C por el fondo de la torre pasando luego a acondicionarse a 67°C en los intercambiadores para su posterior

alimentación a la Torre de Despunte.

3.5.2.4 Torre Recuperadora

La función de esta torre es la de separar el Acrilonitrilo del acetonitrilo y parte del agua. Recibe como carga el agua rica del fondo de la torre de absorción y es separado mediante una destilación extractiva con agua solvente proveniente del fondo de la torre de fraccionamiento de acetonitrilo, debido a que el Acrilonitrilo y el acetonitrilo tienen puntos de ebullición cercanos lo cual dificulta una destilación simple.

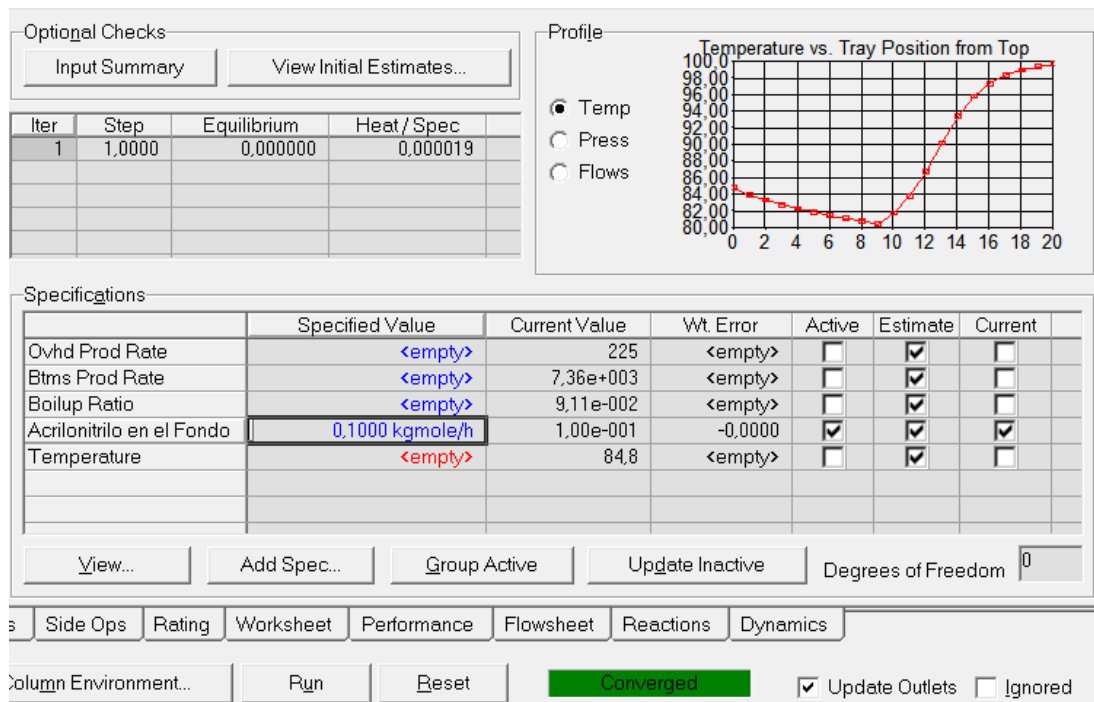
Figura 3-8. Torre Recuperadora



Fuente: Elaboración Propia.

Las especificaciones que se dio a la torre recuperadora fueron que por el fondo de la misma el Acrilonitrilo se encuentre en la menor cantidad posible como se visualiza.

Figura 3-9. Especificación de la torre Recuperadora



Fuente: Elaboración Propia.

La fase vapor rica en Acrylonitrilo se acondiciona a 70°C para su posterior alimentación a la torre de despunte, mientras que la corriente de fondo rica en acetonitrilo se envía a la torre fraccionadora de acetonitrilo.

Cuadro III-6. Flujos molares de entrada y salida a la Torre Recuperadora

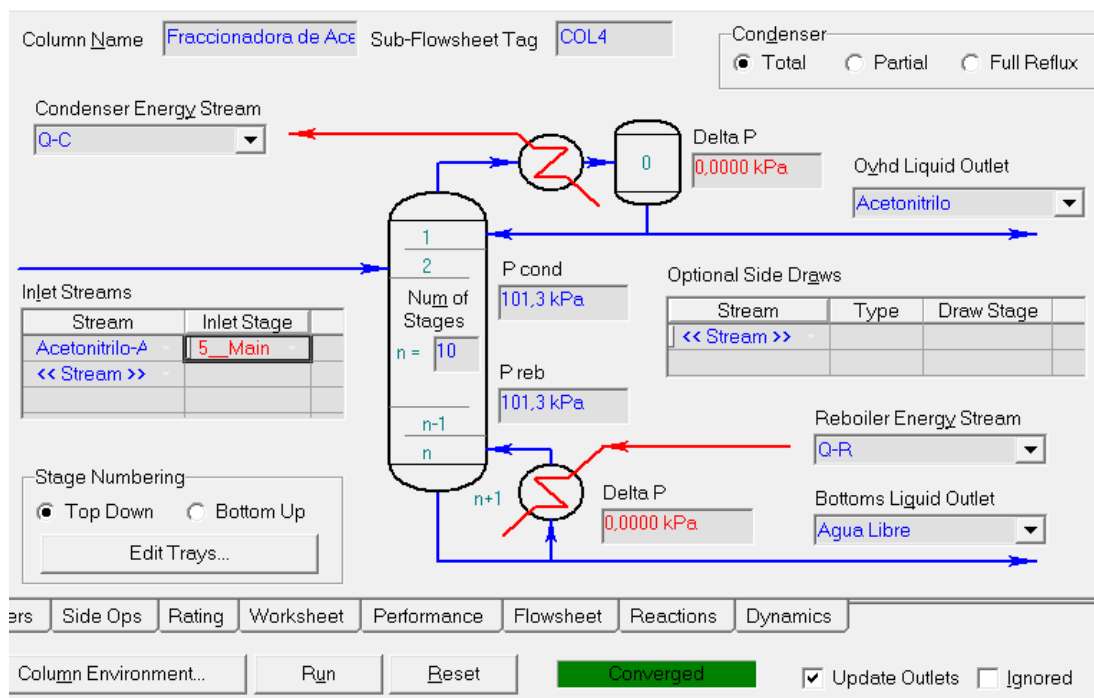
Name	Agua Solvente (Agua rica a Torr	Vapor @COL2	Acetonitrilo-Agu
Vapour	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
Temperature [C]	65,79	67,00	84,84	99,78
Pressure [kPa]	101,3	101,3	101,3	101,3
Molar Flow [kgmole/h]	1937	5652	225,1	7364
Mass Flow [kg/h]	3,490e+004	1,048e+005	6956	1,328e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	34,96	106,3	8,253	133,1
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,818e+005	-2,742e+005	-5,989e+004	-2,791e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	56,05	57,49	172,7	74,24
Heat Flow [MW]	-151,6	-430,5	-3,744	-570,9

Fuente: Elaboración Propia.

3.5.2.5 Torre Fraccionadora de Acetonitrilo

Esta torre recibe como carga la corriente de fondo de la torre recuperadora rica en acetonitrilo.

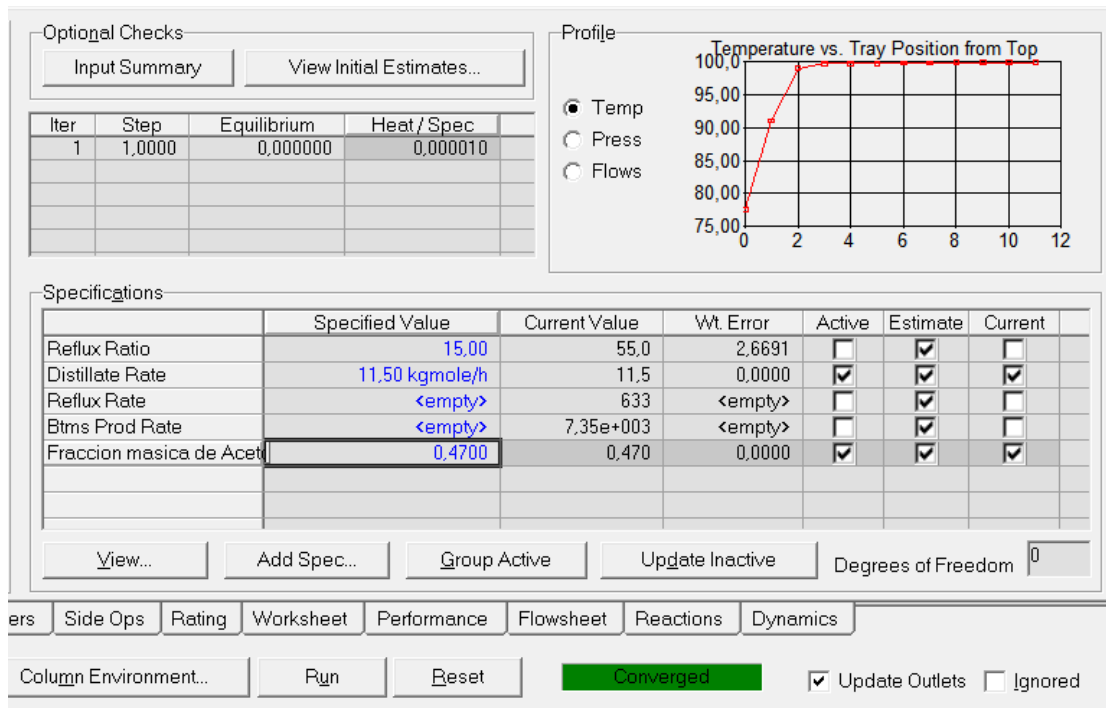
Figura 3-10. Torre Fraccionadora



Fuente: Elaboración Propia.

Por la gran cantidad de agua que recibe esta torre se necesitarían más columnas de rectificación para obtener el acetonitrilo puro, caso que será tomado como ajeno al proyecto obteniéndose por lo tanto el acetonitrilo con un 50% de pureza con las siguientes especificaciones.

Figura 3-11. Especificación de la Torre Fraccionadora



Fuente: Elaboración Propia.

Obteniéndose por el destilado casi la totalidad del acetonitrilo y por el fondo de la torre agua libre de productos orgánicos que recircula a diferentes equipos ya mencionados.

Cuadro III-7. Destilado de acetonitrilo

Worksheet	Mass Flows
Conditions	Oxygen 0,0000
Properties	Nitrogen 0,0000
Composition	AcryloNitril 5,3016
Oil & Gas Feed	H2O 146,1404
Petroleum Assay	HCN 0,0370
K Value	Acrolein 0,0001
User Variables	CO2 0,0000
Notes	CO 0,0000
Cost Parameters	AcetoNitrile 134,6145
Normalized Yields	
	Total 286,41204 kg/h

Fuente: Elaboración Propia.

Cuadro III-8. Agua libre de productos Orgánicos

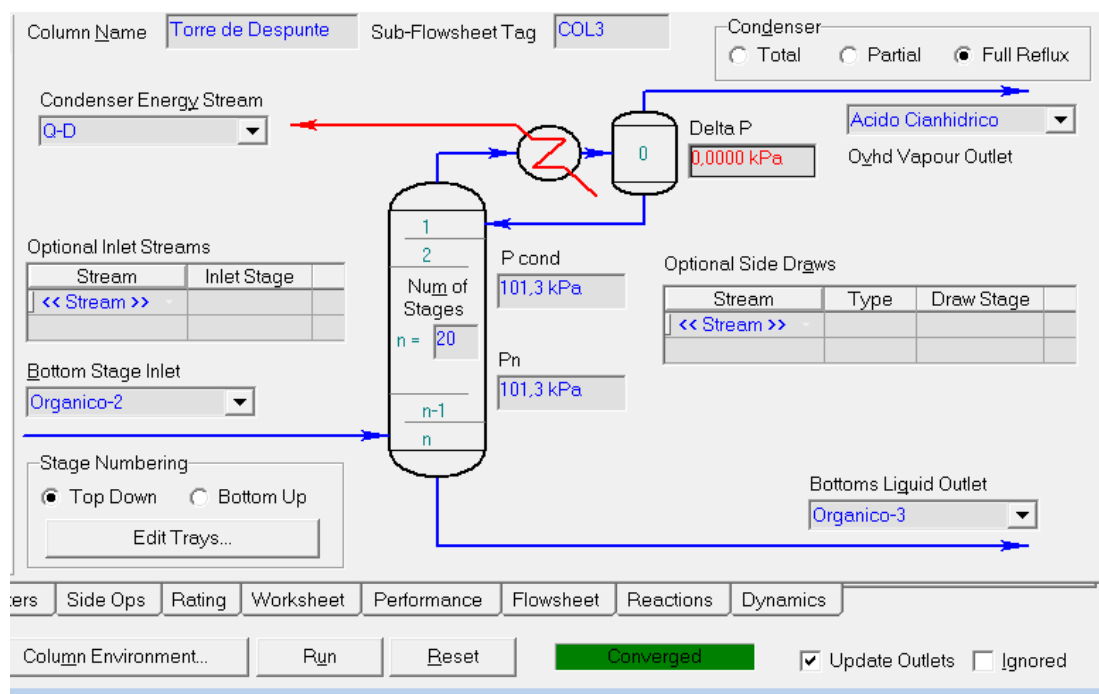
Worksheet		Mole Fractions
Conditions	Propene	0,0000
Properties	Propane	0,0000
Composition	Ammonia	0,0000
Oil & Gas Feed	Oxygen	0,0000
Petroleum Assay	Nitrogen	0,0000
K Value	AcryloNitril	0,0000
User Variables	H2O	1,0000
Notes	HCN	0,0000
Cost Parameters	Acrolein	0,0000
Normalized Yields	CO2	0,0000
	CO	0,0000
	AcetoNitrile	0,0000
	H2SO4	0,0000

Fuente: Elaboración Propia.

3.5.2.6 Torre de Despunte

La función de esta torre es de separar el Acrilonitrilo del HCN y parte del agua y recibe como alimentación la fase rica en Acrilonitrilo de la torre recuperadora.

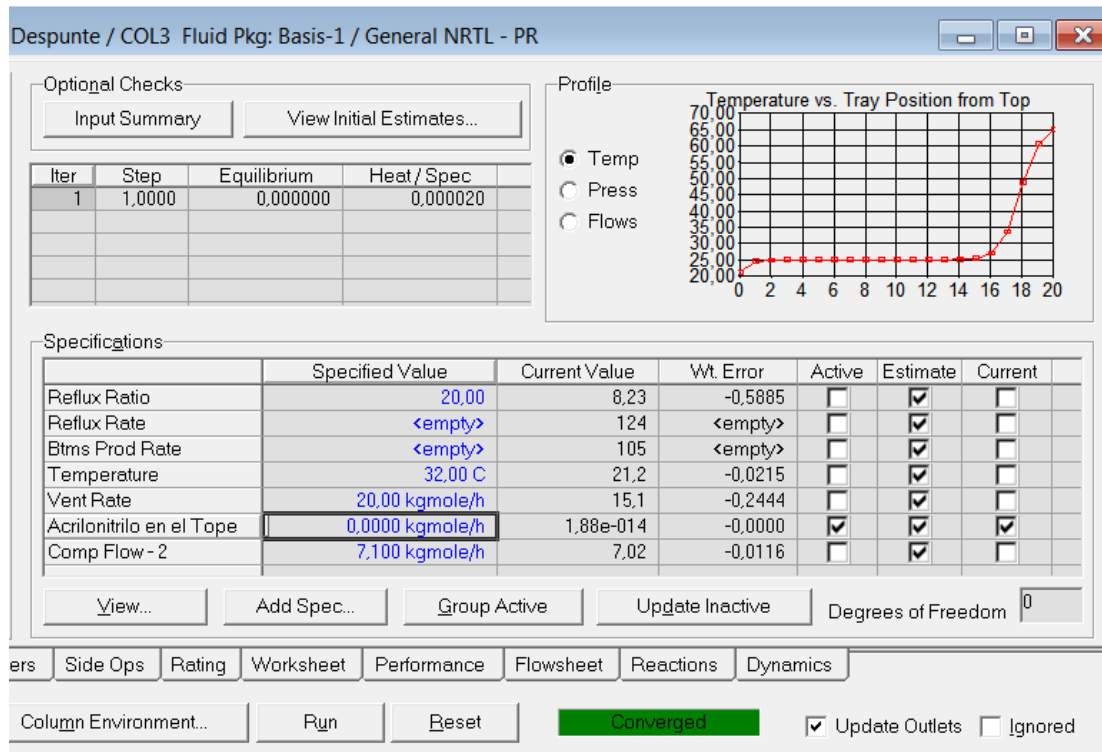
Figura 3-12. Torre de Despunte



Fuente: Elaboración Propia.

En la siguiente figura se muestra la especificación de la torre de despunte donde la cantidad de Acrilonitrilo en el tope debe ser la menor cantidad posible.

Figura 3-13. Especificación de la Torre de Despunte



Fuente: Elaboración Propia.

Por el destilado se obtiene los vapores de Ácido Cianhídrico y por el fondo una corriente rica en Acrilonitrilo y algunas trazas de subproductos y agua que posteriormente es enviada a la torre de producto para su purificación final

Cuadro III-9. Destilado de HCN

	Mass Flows	
Propane	0,0000	▲
Ammonia	8,3327	
Oxygen	0,4691	
Nitrogen	7,5690	
AcryloNitril	0,0000	
H2O	0,0004	
HCN	343,5616	
Acrolein	0,0000	
CO2	3,8453	▼
Total		
428,24892 kg/h		

Fuente: Elaboración Propia.

Cuadro III-10. Corriente de Fondo

	Mass Fractions	
Nitrogen	0,0000	▲
AcryloNitril	0,8340	
H2O	0,0984	
HCN	0,0419	
Acrolein	0,0171	
CO2	0,0000	
CO	0,0000	
AcetoNitrile	0,0073	
H2SO4	0,0000	▼
Total		
1,00000		

Fuente: Elaboración Propia.

3.5.2.7 Torre de Producto

Finalmente en esta torre se purifica al Acrilonitrilo, inyectando n-Hexano a la corriente para romper el azeótropo Acrilonitrilo-Agua y facilitar su separación.

Cuadro III-11. Acrilonitrilo a Almacenamiento

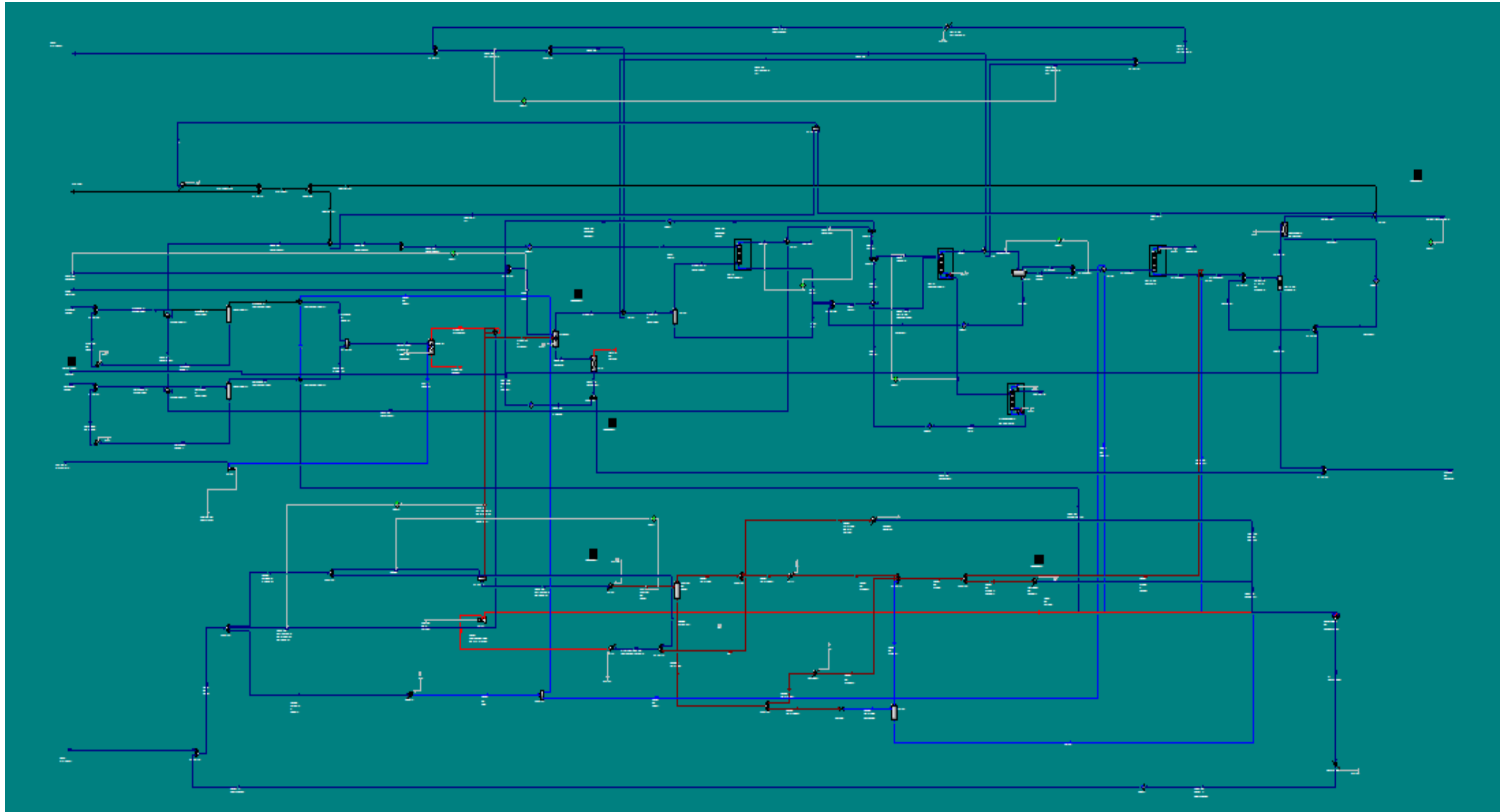
Material Stream: Acrilonitrilo-1	
	Molar Flows
AcryloNitril	70,6700
H2O	0,2717
HCN	0,0000
Acrolein	0,0000
CO2	0,0000
CO	0,0000
AcetoNitrile	0,0000
H2SO4	0,0000
Sulfate of Amonia*	0,0000
Hydroquinone	0,0000
n-Hexane	0,1240
Methanol	0,0000
Total	71,06576 kgmole/h

Fuente: Elaboración Propia.

A continuación se muestra el proceso de simulación, de donde fueron obtenidos cada uno de los valores ya expuestos.

Donde las líneas de color rojo identifican a las corrientes de alta temperatura, las líneas oscuras las corrientes de frío y las azules a las intermedias.

Figura 3-14. Diagrama de flujo del proceso-ASPEN HYSYS



Fuente: Elaboración propia.

3.6 Diseño del equipo principal

El equipo principal que se considerará como parte y diseño para la ejecución de este proyecto será el reactor catalítico que es el motor del proceso de producción del Acrilonitrilo.

3.6.1 Catalizadores

El catalizador usado en los primeros procesos Sohio era una combinación de bismuto y fosfomolibdato. Desde entonces se han realizado multitud de investigaciones relacionadas con el catalizador con el objetivo de encontrar alternativas a éste catalizador que permitan obtener mayores conversiones, que han resultado en más de treinta patentes de diferentes compañías.

Entre las Principales se tiene a:

- BP CHEMICAL
- NITTO CHEMICAL IND. CO. LTD
- MONSANTO
- SHANGHAI RESEARCH INSTITUTE
- SOLUTIA
- ASAHI

Sohio introdujo el catalizador 21 (Antimonio y uranio) en 1967; el catalizador 41 (ferrobismuto y fosfomolibdato) en 1972; el catalizador 49 en 1978. Todos estos cambios fueron introducidos para mejorar la eficiencia y la reducción de los subproductos.

Debido a que no se dispone de características de datos particulares y específicos sobre los catalizadores usados y siendo la información encontrada escasa acerca de estos. Se caracterizará a estas partículas con datos extraídos de diferentes bibliografías ya que en su mayoría de estos catalizadores están basados en óxidos de molibdeno y

bismuto, combinados con algunos metales, tal como se puede observar en el cuadro III-12, debido a que estos son catalizadores que están patentados.

Cuadro III-12. Patentes con tecnologías para aumentar la producción de Acrilonitrilo

Tecnología	Seletividade em acrilonitrila (%)	Referência
Catalisador composto por molibdênio, bismuto, níquel ou cobalto e cromo para reação de amoxidação de olefinas.	78,8	Grasselli, <i>et al.</i> , 1976
Catalisador contendo molibdênio, bismuto, níquel ou cobalto, manganês, magnésio, zinco, e cádmio para acrilonitrila.	80,2	Grasselli, <i>et al.</i> , 1980
Catalisador de óxidos de molibdênio, bismuto, ferro, cobalto, níquel, cromo potássio com diversos promotores para acrilonitrila.	83,2	Paparizos, <i>et al.</i> , 1992
Catalisador de óxidos de molibdênio, bismuto, ferro, cobalto, níquel e cromo para acrilonitrila.	84,8	Drenski, <i>et al.</i> , 1998
Catalisador que contém óxido de molibdênio, bismuto, ferro, cério com diversos promotores para acrilonitrila.	89,7	Brazdil, <i>et al.</i> , 2012

Fuente: Laio Damasceno Da Silva 2014

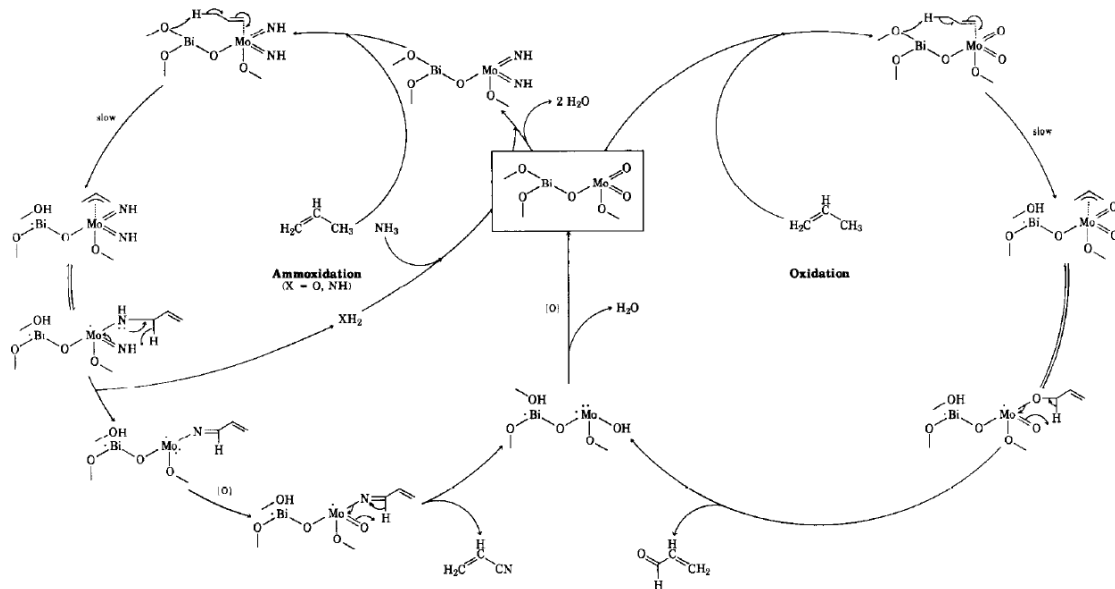
Actualmente estos catalizadores en su mayoría para la Industria del Acrilonitrilo lo licencia BP CHEMICAL.

3.6.2 Mecanismo de amoxidación del Propileno

El catalizador utilizado debe reunir dos condiciones: tener propiedades redox y ser multifuncional ya que el mecanismo de amoxidación de Propileno es complejo.

En primer lugar, el amoníaco es absorbido en la superficie del catalizador e interacciona con el centro activo bifuncional de éste generando el centro de amoxidación. En dicho centro de amoxidación se produce la interacción con el Propileno que en este caso es el Propileno. Así se forma el complejo alílico que después de la reordenación de los átomos se convierte en el producto Acrilonitrilo y agua. Los productos luego se des absorben de la superficie del catalizador. El centro reducido del catalizador se reoxida mediante el oxígeno presente formando otra vez el centro activo bifuncional con el que interacciona el amoníaco absorbido en la superficie del catalizador.

Figura 3-15. Mecanismo de amoxidación del Propileno



Fuente: Kirk Othmer. /Enciclopedias de Tecnología Química.

3.6.3 Caracterización y selección de las partículas del catalizador (Catalizador)

El proceso Sohio tiene lugar en un reactor de lecho fluidizado, a 400-500°C y 2-2,5 bares de presión.

Lo cual da lugar a que se requieran partículas de fácil fluidización, con un alto índice de contacto partículas-reactantes y una moderada velocidad de alimentación de reactantes para que no exista arrastre de partículas de catalizador fuera del reactor.

Eligiendo, por tanto, según las clasificaciones de Geldart a las partículas del grupo A.

Cuadro III-13. Clasificación de Geldart atendiendo al comportamiento de las partículas

	Grupo A	Grupo B	Grupo C	Grupo D
Características principales	Ideales para fluidización Muestran un rango de no burbujeo	Comienzo del burbujeo a U_{mf}	Cohesivas, dificultad para fluidizar	Tamaño elevado
Partículas típicas	Catalizadores de craqueo	Arena de construcción	Harina Cemento	Grava Granos de café
Expansión del lecho	Alta	Moderada	Baja por aparición de canales	Baja
Velocidad de desaireación	Lenta, lineal	Rápida	Inicialmente rápida, luego exponencial	Rápida
Propiedades de burbujas	Formación y coalescencia de burbujas hasta tamaño máximo	Crecimiento de burbujas sin tamaño límite	No hay burbujas, sólo canales	Crecimiento de burbujas sin tamaño límite
Mezcla de partículas	Alta	Moderada	Muy baja	Baja
Mezcla de gas	Alta	Moderada	Muy baja	Baja
Aparición de chorros	No	Sólo en lechos poco profundos	No	Sí, incluso en lechos profundos

Fuente: M. Rhodes, Introduction to Particle Technology, John Wiley & Sons (1998).

3.6.3.1 Grupo A

Fluidización fácil: corresponde a la fluidización de partículas pequeñas (30-200 μm) y de baja densidad (<1500 kg/m^3). Tiene un comportamiento "abnormal", Velocidad mínima de borboteo > velocidad mínima de fluidización, las burbujas se dividen y coalescen continuamente existiendo un máximo tamaño de burbuja alcanzado. De ahí que la fluidización sea suave y de buena calidad.

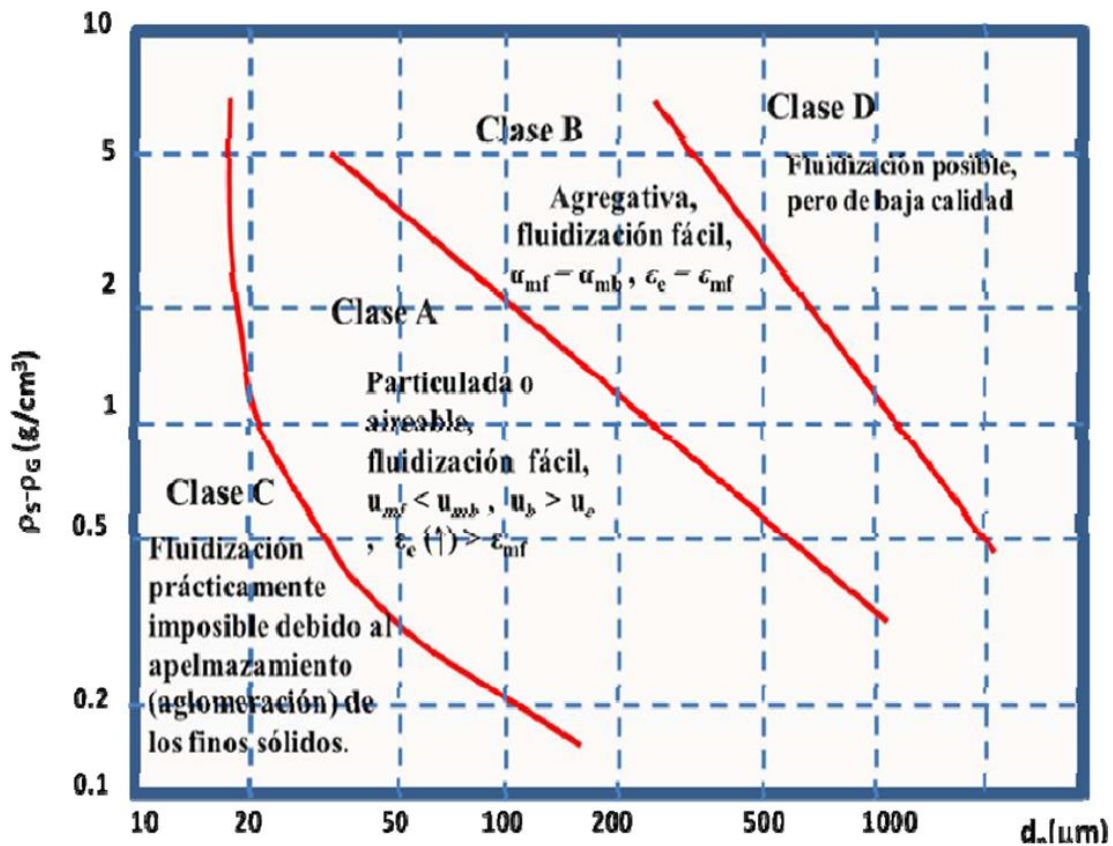
A continuación, se exponen todos los datos necesarios para el diseño del reactor, que han sido obtenidos de la bibliografía, como es el caso de la constante de reacción (Estudios de Ikeda, 1999) y del simulador ASPEN HYSYS Versión 7.3.

Obtenidos de Caraballo Domínguez, Juan José Saelices Aparicio, junio 2011 y de Elaboración Propia.

3.6.3.2 Diámetro de partícula

Haciendo referencia a la siguiente figura se optará por trabajar con un diámetro promedio de partículas de 170 μm .

Cuadro III-14. Clasificación de Geldart de los lechos fluidizado



Fuente: M.Iborra, J.Tejero, F.Cunill 2013.

3.6.3.3 Densidad del fluido

La densidad promedio de la mezcla de gases en la alimentación fue calculada por el simulador Aspen Hysys V7.3.

$$\rho_f = \sum_{i=1}^{i=n} x_i * \rho_i = 0,00217687 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

3.6.3.4 Densidad de la partícula

Los datos físicos del catalizador se obtuvieron de China Petrochemical Corporation (Sinopec Group) por (Victor Fernandez Guso, Berta Sayos Torradellas).

$$\rho_p = 1,28 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

Donde por la Clasificación de Geldart de los lechos fluidizados demostramos que nos encontramos dentro del grupo A para un diámetro de partícula de 170 μm .

$$\rho_p - \rho_i = 1,27782313 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

3.6.3.5 Porosidad en condiciones de un lecho compacto

$$\varepsilon_m = \frac{\text{Volumen ocupado por los huecos}}{\text{Volumen del lecho}}$$

Se conoce el volumen ocupado por los huecos 0,3 ml/g del catalizador de China Petrochemical Corporation (Sinopec Group), pero no así el volumen del lecho, que será determinado en los cálculos posteriores y luego por iteración la porosidad.

3.6.3.6 Conversión de Propileno a Acrilonitrilo

$$X = 76\%$$

3.6.3.7 Constante de la reacción

$$K_R = K_{\text{cat}} = 1,0389 \text{ s}^{-1}$$

3.6.3.8 Viscosidad del gas

$$\mu_g = 0,000203758 \frac{\text{g}}{\text{cm} * \text{s}}$$

3.6.3.9 Difusividad del gas

$$D = 0,39 \frac{\text{cm}^2}{\text{s}}$$

3.6.3.10 Esfericidad catalizador

$$\psi = 0,6$$

Conocidos todos estos datos, ya se puede comenzar con el diseño del reactor catalítico de lecho fluidizado, para el cual, se seguirá el modelo de lecho de burbuja, propuesto por Kunni y Levenspiel.

3.6.4 Modelo de burbujeo de Kunii-Levenspiel

A velocidades de gas superiores a la de mínima fluidización, el lecho fluidizado más bien parece un líquido en vigorosa ebullición; las burbujas de gas ascienden rápidamente y explotan en la superficie del lecho, resultando una fase emulsionada muy agitada. En los reactores de lecho fluidizado se suele trabajar en las condiciones de borboteo, de modo que el intenso movimiento de las burbujas provoca una mezcla suficiente en la fase densa o emulsión, y como consecuencia la temperatura es prácticamente uniforme en todo el reactor y la temperatura puede ser controlada de manera mucho más efectiva; incluso en un sistema como el de nuestro objeto, caso en el que están ocurriendo reacciones altamente exotérmicas.

Cuando las burbujas ascienden, los reactantes de la fase gas se transfieren hacia fuera y hacia dentro de las mismas, de manera que pueden entrar en contacto con el sólido produciéndose la reacción. El producto fluye hacia el interior de las burbujas y sale del lecho con las mismas. La velocidad a la cual los reactantes y productos fluyen hacia dentro y hacia fuera de la burbuja determina la conversión, que depende evidentemente del tiempo que tardan las burbujas en atravesar el lecho. Consecuentemente, además del modelo cinético, será necesario disponer para obtener

la ecuación de diseño de un reactor de lecho fluidizado, de un modelo de flujo completo, que considere el de cada fase y el contacto entre fases para estimar el comportamiento del reactor.

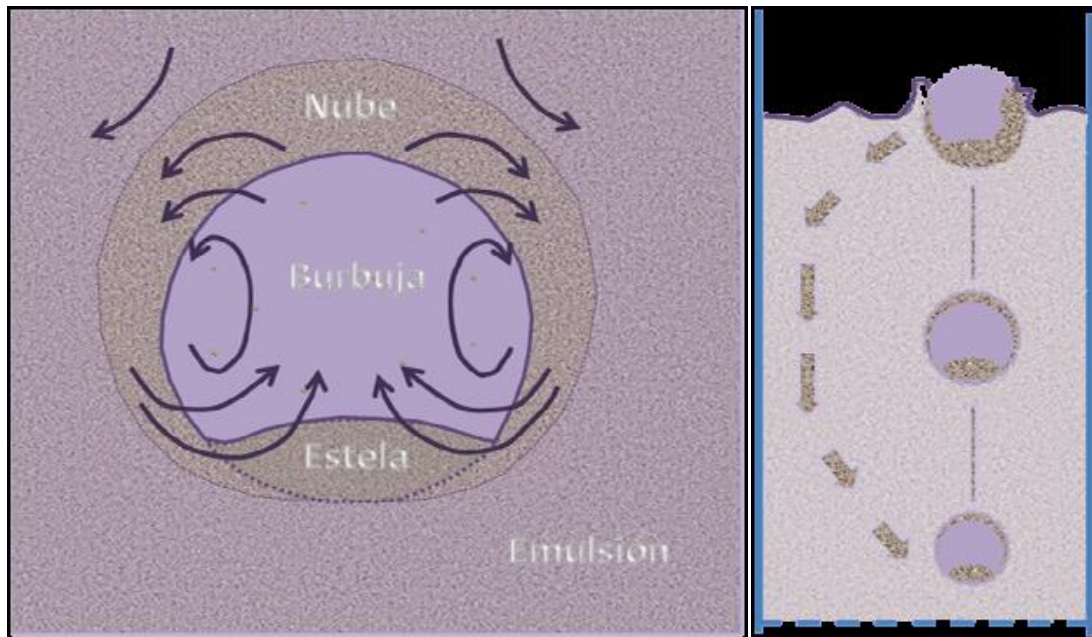
Los modelos más simples son los fundamentados en el flujo ideal de una sola fase en la que se considera que todo el volumen del reactor tiene una concentración uniforme de catalizador. No dan buenos resultados, presentándose grandes desviaciones entre las previsiones y los resultados experimentales. Como máximo se puede obtener previsiones cercanas a las de flujo en pistón y como mínimo pueden presentarse previsiones incluso más bajas que las correspondientes al flujo ideal de mezcla perfecta, en particular para tamaños elevados de las burbujas. Los modelos de flujo no ideal con un solo parámetro tampoco suelen dar resultados satisfactorios, ya que son incapaces de predecir conversiones por debajo de la de mezcla perfecta.

La propuesta más atractiva es la que utiliza el modelo de flujo hidrodinámico denominado modelo de borboteo (bubbling-gas model) propuesto por Kunii y Levenspiel. El modelo está basado en un tamaño medio de burbuja y todas las propiedades son función de este tamaño. Por otro lado, el modelo considera tres regiones: la fase densa, la de burbujas y los alrededores de las mismas.

En el modelo del lecho de borboteo se supone:

- Las burbujas son del mismo tamaño y están distribuidas uniformemente en el lecho
- El flujo de gas en las proximidades de las burbujas ascendentes se ajusta al modelo de Davidson (ver figura 3-16), en el que cada burbuja arrastra consigo una estela de sólidos, creando una circulación de sólidos ascendente detrás de la burbuja y descendente en la emulsión.

Figura 3-16. Modelo de Davidson



Fuente: M.Iborra, J.Tejero, F.Cunill 2013.

- El gas de la burbuja permanece mucho en la misma, penetrando solo una pequeña distancia en la emulsión. La región de penetración se denomina nube.
- La emulsión se mantiene en condiciones de fluidización mínima (es decir, la velocidad relativa del gas y del sólido permanecen invariables). Se suele considerar cierta esta última afirmación, pero es necesario recordar que hay casos en los que no lo es, como, por ejemplo, en la fluidización del grupo A y en la operación a elevada presión.

En general, los lechos fluidizados catalíticos usan tamaños de partícula pequeños por lo que requieren bajas velocidades de flujo del gas, condiciones en las que se pueden formar burbujas de tamaño relativamente constante y distribuidas uniformemente, las cuales además tienen una velocidad bastante más grande que la emulsión, es decir, son "rápidas" ($u_b \gg u_o$, o $u_b \gg 5 u_{mf}$), y se suelen ajustar al modelo de Davidson.

La aportación fundamental de este modelo consiste en relacionar el coeficiente de intercambio entre la burbuja y la emulsión con un parámetro observable, e incluso predecible, como es el diámetro de burbuja.

3.6.5 Diseño del reactor

3.6.5.1 Alimentación del reactor

Del balance de materia se obtiene la alimentación al reactor.

Tabla III-8. Alimentación al reactor

Alimentación al reactor.				
PM	Kmol/h		Kg/h	Toneladas anuales
42	Propileno	94,8	3.989,24	3.1913,68
44	Propano	0,47	21	168
17	Amoniaco	120,39	2.050,34	16.402,72
32	Oxigeno	195,09	6.243,148	49.945,185
28	Nitrógeno	733,94	20.559,9	16.4479,2

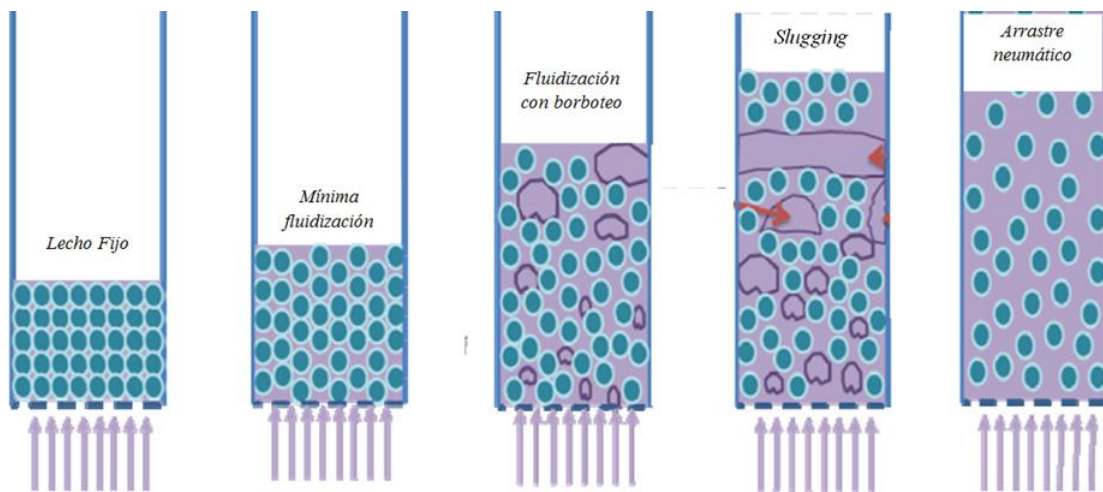
Fuente: Elaboración propia.

3.6.5.2 Velocidad de fluidización

Una vez conocida la alimentación al reactor y las propiedades tanto de los reactivos, como del catalizador empleado, el siguiente paso es calcular la velocidad a la que se va a introducir la mezcla gaseosa, íntimamente ligada al diámetro del lecho, con el objetivo de lograr la fluidización de éste.

Cuando se hace pasar una corriente de gas a través de un lecho en sentido ascendente se observan una serie de etapas características según la velocidad con que el fluido atraviesa el lecho. Los distintos regímenes de flujo se muestran esquematizados en la figura adjunta.

Figura 3-17. Regímenes de flujo en fluidización



Fuente: M.Iborra, J.Tejero, F.Cunill 2013. /Elaboración propia.

Cuando la velocidad superficial del fluido es suficientemente elevada para soportar el peso de las partículas sólidas comienza la fluidización incipiente, y esta velocidad se denomina velocidad mínima de fluidización μ_{mf} .

Cuando la velocidad superficial del gas aumenta respecto de μ_{mf} , las burbujas comienzan a visualizarse (lecho burbujeante). En este caso, las burbujas de gas tienen dimensiones inferiores al diámetro del tubo, este régimen suele ser el encontrado en la operación a escala industrial.

Cuando la velocidad superficial del gas aumenta aún más se alcanza el régimen por zonas, donde el tamaño de las burbujas es comparable al diámetro del lecho, por lo que el movimiento de las burbujas es restringido por las paredes.

Cuando la velocidad superficial excede de la velocidad terminal, las partículas son transportadas fuera del sistema, se produce un transporte neumático (elutriación).

3.6.5.3 Velocidad de mínima fluidización

Para el caso de partículas pequeñas, con $Re < 20$, se utiliza la siguiente expresión de Ergun para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización:

$$v_{mf} = \frac{(\psi * d_p)^2}{150} * \frac{\rho_p - \rho_f}{\mu_g} * g * \frac{(\epsilon_{mf})^3}{1 - \epsilon_{mf}}$$

De la expresión se conocen todos los parámetros excepto ϵ_{mf} , que se trata de la porosidad de mínima fluidización.

Una correlación que da buenos resultados en las predicciones de ϵ_{mf} ($\pm 10\%$) cuando las partículas a fluidizar son bastante pequeñas es:

$$\epsilon_{mf} = 0,586 * \psi^{-0,722} * \left(\frac{\mu^2}{\rho_f * g * (\rho_p - \rho_f) * d_p^3} \right)^{0,029} * \left(\frac{\rho_f}{\rho_p} \right)^{0,021} = 0,626833049$$

Sustituyendo:

$$v_{mf} = \frac{(\psi * d_p)^2}{150} * \frac{\rho_p - \rho_f}{\mu_g} * g * \frac{(\epsilon_{mf})^3}{1 - \epsilon_{mf}} = 2,816350162 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

Comprobando el número de Reynolds.

$$Re_p = \frac{v_{mf} * d_p * \rho_f}{\mu_f} = 0,5115 < 20$$

3.6.5.4 Velocidad terminal

La velocidad de arrastre se calcula para el tamaño medio de la fracción de partículas de menor tamaño y para partículas de cualquier geometría mediante la siguiente expresión válida para $1 < Re_t < 10^3$.

$$v_t = \left(\frac{4 * (\rho_p - \rho_f)^2 * g^2}{225 * \rho_f * \mu_f} \right)^{\frac{1}{3}} * d_p = 67,637185 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

Comprobando el número de Reynolds.

$$Re_t = \frac{v_t * d_p * \rho_f}{\mu_f} = 12,28$$

Por lo tanto, ha sido correcto utilizar la ecuación.

3.6.5.5 Velocidad de diseño

Una vez conocido el margen dentro del cual debe encontrarse la velocidad del gas, se seleccionará un determinado valor para ésta.

En general, se usa una velocidad de fluido entre 5 y 30 veces la mínima de fluidización, el riesgo de arrastre es muy limitado y fácilmente eliminado con un ciclón.

Se elegirá una velocidad de diseño de 40 cm/s siendo 14,5 veces de la mínima de fluidización.

$$v_o = 40 \frac{\text{cm}}{\text{s}} = 0,40 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

3.6.5.6 Calculo del diámetro del reactor

El recipiente donde se llevará a cabo la reacción será de forma cilíndrica, en cuyo interior se dispondrán una serie de tubos que tendrán como misión la refrigeración del reactor.

En un principio, no se conoce el dato exacto de tubos que se necesitarán, por lo que se supondrá que toda la superficie del reactor está libre de tubos, es decir, que la fracción no ocupada por tubos es 1; con esta premisa, se calculará inicialmente un diámetro del reactor libre de tubos, luego mediante un proceso iterativo a través de un balance energético la cantidad de tubos necesarios y sus dimensiones, de este modo se obtiene un nuevo valor de diámetro ya incluyendo la fracción ocupada por los tubos. Con este nuevo diámetro se repetirá el proceso iterativo hasta que el diámetro obtenido al final de la iteración coincida con el supuesto al principio de ésta.

Para el comienzo del dimensionamiento del reactor, lo primero que se va a calcular será su diámetro. Se llevará a cabo partiendo de la siguiente expresión:

$$S * \text{Fracción libre de tubos} = \frac{\text{Flujo volumétrico}}{\text{velocidad del fluido}}$$

Donde S representa a la sección del reactor, y la velocidad del gas tendrá el valor que se ha seleccionado en el apartado anterior.

El flujo volumétrico de gases en el reactor se calcula mediante el Simulador ASPEN HYSYS V7.3.

Cuadro III-15. Flujo volumétrico de alimentación al reactor

Property	Value
Phase Fraction [Vol. Basis]	1,000
Phase Fraction [Mass Basis]	1,000
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000
Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	1,409e+004
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	27,07
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	35,16
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	2,527e+004
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	777,0
Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>
Z Factor	0,9987
Watson K	7,512

Fuente Elaboración Propia.

Sección del reactor:

$$S * 1 = \frac{\text{Flujo volumetrico}}{\text{velocidad del fluido}} = \frac{3,91 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,4 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 9,578 \text{ m}^2 = 95789,0319 \text{ cm}^2$$

Diámetro:

$$D_r = \sqrt{\frac{4 * S}{\pi}} = 3,5 \text{ m}$$

3.6.5.7 Tamaño y velocidad de las burbujas en el lecho

Las burbujas se forman a partir de la diferencia de densidades entre el gas y el sólido, salen desde el distribuidor y comienzan a ascender.

Para el cálculo del diámetro de burbuja, se recurre a una serie de correlaciones de las cuales la Ecuación de Darton, es la que más exactitud tiene de todas las demás como se muestra a continuación.

Cuadro III-16. Correlaciones de tamaño de burbuja en lechos fluidizado

Autor	Expresión para el tamaño de la burbuja	Tamaño inicial de la burbuja ($z=0$)
Darton <i>et al.</i> (1977)	$d_{eq} = 0.54(U - U_{mf})^{0.4} (z + 4\sqrt{A_0})^{0.8} g^{-0.2}$	$d_{eq,o} = 1.63[A_0(U - U_{mf})]^{0.4} g^{-0.2}$ { = 0.411[A ₀ (U - U _{mf})] ^{0.4} en centímetro s }
Geldart (1972)	$d_b = 1.43[A_0(U - U_{mf})]^{0.4} g^{-0.2} + 0.027z(U - U_{mf})^{0.94}$	$d_{b,o} = 1.43[A_0(U - U_{mf})]^{0.4} g^{-0.2}$ { = 0.361[A ₀ (U - U _{mf})] ^{0.4} en centímetro s }
Mori y Wen (1975)	$d_{eq} = d_{eq,m} - (d_{eq,m} - d_{eq,o})e^{-0.3z/D}$ Donde : $d_{eq,m} = 0.374[\pi D^2(U - U_{mf})]^{0.4}$	$d_{eq,o} = 0.347[A_0(U - U_{mf})]^{0.4}$ para placas perforadas $d_{eq,o} = 3.76 \times 10^{-3}(U - U_{mf})^2$ para placas porosas
Rowe (1976)	$d_b = (U - U_{mf})^{0.5} (z + z_o)^{0.75} g^{-0.25}$	$d_{b,o} = 0$ para placas porosas; no hay resultados generales para otro tipo de distribuidores

Fuente: Darton, Geldart, Mori y Wen, Rowe.

Donde d_{bo} es el tamaño de la burbuja formada en el distribuidor.

Las unidades de correlaciones se encuentran en el sistema cegesimal (SGS) exceptuando ($z = h_1$), que se encuentra en el sistema internacional (m).

Como puede observarse el tamaño de burbuja depende de la altura del lecho, y como la altura de lecho catalítico depende del coeficiente global de transferencia y de la velocidad de la burbuja que, a su vez, dependen del tamaño de burbuja, será necesario un procedimiento iterativo para el cálculo de la altura y del peso de catalizador cuando la variación del tamaño de burbuja sea importante.

Para comenzar los cálculos se ha de suponer inicialmente dos premisas, en primer lugar un valor para la altura del lecho, que se tomará $h_1 = 2,5$ m y en segundo lugar se diseñará el reactor asumiendo que la placa distribuidora tendrá un tamaño de orificio de 0,2 cm de diámetro, por lo que el área de orificios de la placa será:

$$A_o = \frac{\pi * d_o^2}{4} = 0,03141592 \text{ cm}^2$$

Teniendo en cuenta esta particularidad y remplazando los datos en las diferentes correlaciones se obtuvieron los siguientes resultados para diferentes alturas del lecho.

Tabla III-9. Diámetro de burbuja

d_b (cm)			
h_1 (m)	Darton	Geldart	Rowe
0	0,44	0,38	0
1	0,89	1,21	1,1
2	1,29	2,03	1,85
2,5	1,48	2,45	2,19
3	1,66	2,86	2,51
4	2,01	3,69	3,11

Fuente: Elaboración Propia.

Mostrando el diámetro de burbuja una alta dependencia de la altura del lecho y no así del diámetro de los orificios de las placas distribuidoras como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla III-10. Variaciones del diámetro de burbuja en función de la altura del lecho y el diámetro del orificio de la placa distribuidora

hl (m)	Autor	Diámetro del orificio (cm)					Promedio
		0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	
		Diámetro de burbuja (cm)					
1	Darton	0,74	0,89	1,04	1,18	1,31	1,032
	Geldart	1,04	1,21	1,36	1,49	1,63	1,346
	Rowe	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
2	Darton	1,15	1,29	1,42	1,5	1,68	1,408
	Geldart	1,87	2,03	2,18	2,32	2,45	2,17
	Rowe	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85
2,5	Darton	1,35	1,48	1,61	1,74	1,86	1,608
	Geldart	2,28	2,45	2,59	2,73	2,87	2,584
	Rowe	2,19	2,19	2,19	2,19	2,19	2,19
3	Darton	1,53	1,66	1,79	1,91	2,03	1,784
	Geldart	2,69	2,86	3,01	3,15	3,28	2,998
	Rowe	2,51	2,51	2,51	2,51	2,51	2,51
4	Darton	1,89	2,01	2,13	2,25	2,37	2,13
	Geldart	3,52	3,69	3,84	3,97	4,1	3,824
	Rowe	3,11	3,11	3,11	3,11	3,11	3,11

Fuente: Elaboracion Propia

Teniendo en cuenta la relación $d_b = 1.87 \cdot d_o$, para los 2,5 m de altura del lecho, Darton es la que más se aproxima a esta aseveración práctica, disminuyendo este factor para alturas menores de h_l .

Pudiéndose concluir que en el rango de las posibles suposiciones "1-4 m para la altura del lecho y 0,1-0,5 cm de diámetro del orificio de la placa distribuidora" la influencia de la altura del lecho en el tamaño de la burbuja es del 68 % y el 32 % respectivamente del diámetro de los orificios de la placa distribuidora.

Como se observa, se obtiene un diámetro de burbuja de 1,48 cm. Una vez conocido este valor, se procede al cálculo de la velocidad con la cual ascenderán las burbujas a través del lecho.

Para una mejora del modelo de Kunii y Levenspiel, Davidson extrapoló los resultados obtenidos con burbujas en sistemas líquidos a sistemas gas-sólido y propuso para burbujas pequeñas aisladas con $d_b/D < 0,125$ la siguiente relación entre la velocidad de ascenso y el tamaño de burbuja.

$$\frac{d_b}{D} = 0,004092208$$

Por lo tanto, es aplicable la siguiente expresión, propuesta por Davidson y Harrison.

$$v_{br} = 0,71 * \sqrt{g * d_b} = 27,08 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

Cuando hay presentes muchas burbujas, esta velocidad se ve afectada por otros factores. Por un lado, cuanto mayor es el número de burbujas menor es el efecto del rozamiento que afecta a cada una de ellas, y las burbujas presentan un efecto de arrastre colectivo. Y como el número de burbujas aumenta con la velocidad total del gas v_o , la velocidad de ascenso de la burbuja debe de aumentar al hacerlo dicha magnitud.

Davidson propuso que la velocidad de ascenso de un conjunto de burbujas se podría estimar mediante la relación:

$$v_b = v_{br} + v_o - v_{mf} = 65,12 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

Para describir completamente y de forma cuantitativa el modelo de Kunii-Levenspiel se ha de determinar la fracción de lecho ocupado por las burbujas y estelas. Se definen para ello, el parámetro δ como la fracción de lecho ocupada por las burbujas sin contar las estelas.

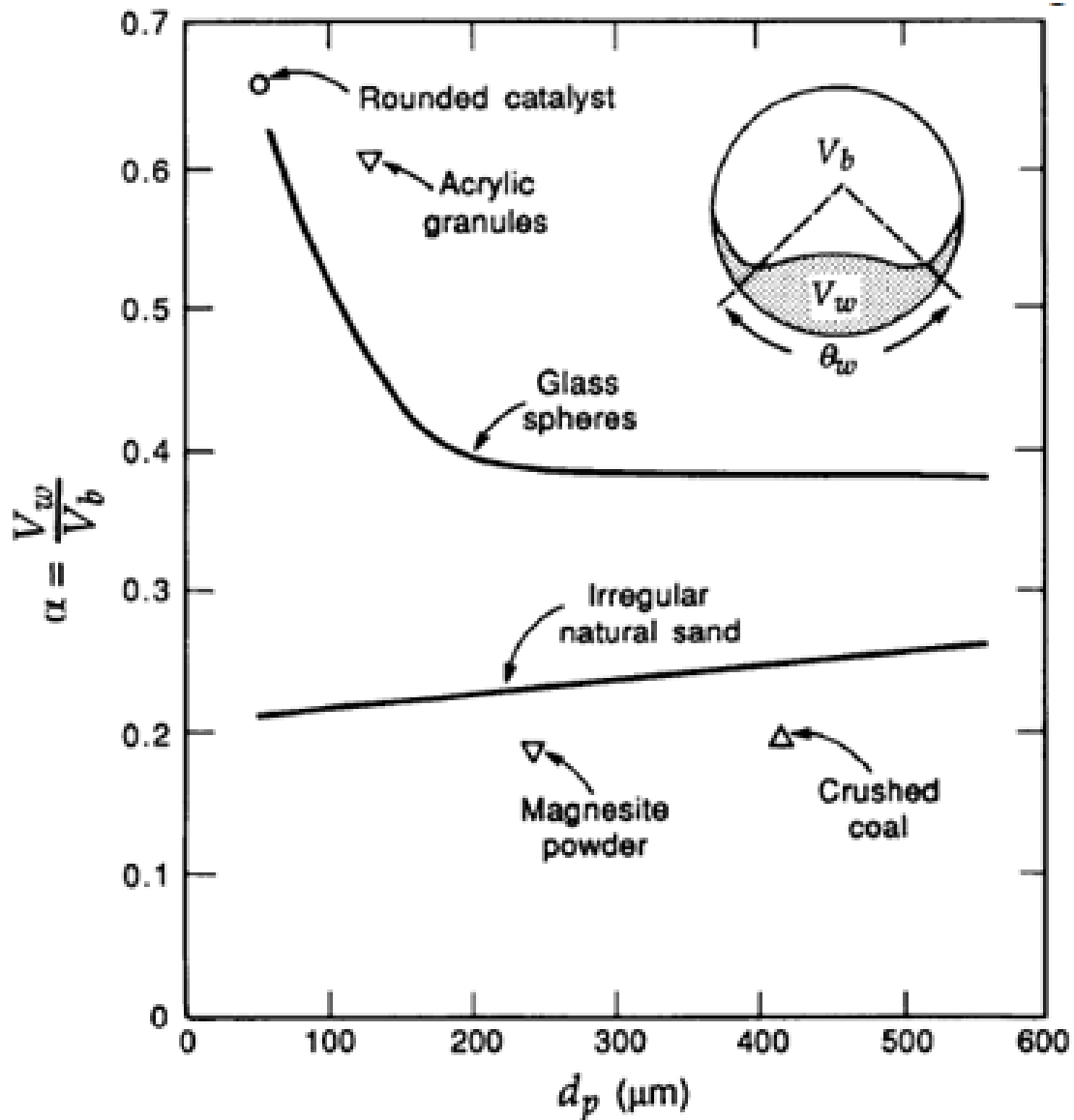
$$\delta = \frac{v_o - v_{mf}}{v_b - v_{mf} * (1 - \alpha)} = 0,6$$

Y el parámetro α como el volumen de estela por volumen de burbuja.

De este modo, el producto $\alpha * \delta$ representa el volumen de estela por volumen de reactor.

Con la siguiente figura se puede estimar un valor de α .

Figura 3-18. Relación entre volumen de estela y de burbuja



Fuente: M.Iborra, J.Tejero, F.Cunill 2013.

En función de la figura anterior, para un diámetro de partícula de 170 μm y considerándolas partículas esféricas de catalizador, se determina un valor de $\alpha = 0,41$.

Por diferencia, se deduce que la fracción de lecho ocupada por la fase emulsión, incluyendo las nubes será $= 1 - \delta - \alpha * \delta = 0,1548$

Una vez conocido estos parámetros, se procede al cálculo de la velocidad de subida del gas en la emulsión y la de descenso de los sólidos a partir de las siguientes expresiones.

Velocidad de descenso de los sólidos:

$$v_s = \frac{\alpha * \delta * v_b}{1 - \delta - \alpha * \delta} = 103,38 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

Velocidad de subida del gas en la emulsión:

$$v_e = \frac{V_{mf}}{\epsilon_{mf}} - v_s = -98,89 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

Como se puede comprobar, la velocidad de bajada de sólidos y la de ascenso de gas tienen signos opuestos. Esta última velocidad tiene signo negativo ya que se considera signo positivo al sentido hacia abajo en el lecho, y ésta se trata de una ascensión.

Si la velocidad de descenso del sólido es suficientemente grande, el flujo de gas en la emulsión se puede impedir e incluso transformarse en un flujo descendente. Esta situación se produce para $v_o > (3 - 11) * v_{mf}$.

3.6.6 Determinación de la altura de lecho

La caracterización del lecho requiere también conocer las cantidades de sólidos presentes en las distintas fases presentes en el mismo. Tomando como referencia el volumen de burbuja, la fracción de sólido presente en la fase burbuja, γ_b , es, como ya se ha mencionado muy baja, y, cuando sea necesario se le supone un valor dentro del intervalo 0'001 y 0'01, siendo 0'005 un valor típico. El volumen de sólidos respecto al volumen de burbuja en la fase estela y nubes, γ_c , se encuentre en el rango 0'3 y 0'4 normalmente. Este valor, no obstante, es muy sensible al valor de α , el cual, a su vez, como se ha visto, es de difícil estimación. La fracción de sólido presente en la fase emulsión, γ_e , presenta valores típicos alrededor de 0,01.

$$\gamma_b = \frac{\text{volumen de sólidos en burbujas}}{\text{volumen de burbujas}} \cong 0,005$$

$$\gamma_c = \frac{\text{vol. sólidos en nubes y estelas}}{\text{volumen de burbujas}} = (1 - \varepsilon_{mf}) * \left(\frac{3 * \frac{V_{mf}}{\varepsilon_{mf}}}{V_b - \frac{V_{mf}}{\varepsilon_{mf}}} + \alpha \right) = 0,2359$$

$$\gamma_e = \frac{\text{vol. sólidos en la emulsión}}{\text{volumen de burbujas}} = \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) * (1 - \delta)}{\delta} - \gamma_c - \gamma_b = 0,008424$$

Dónde:

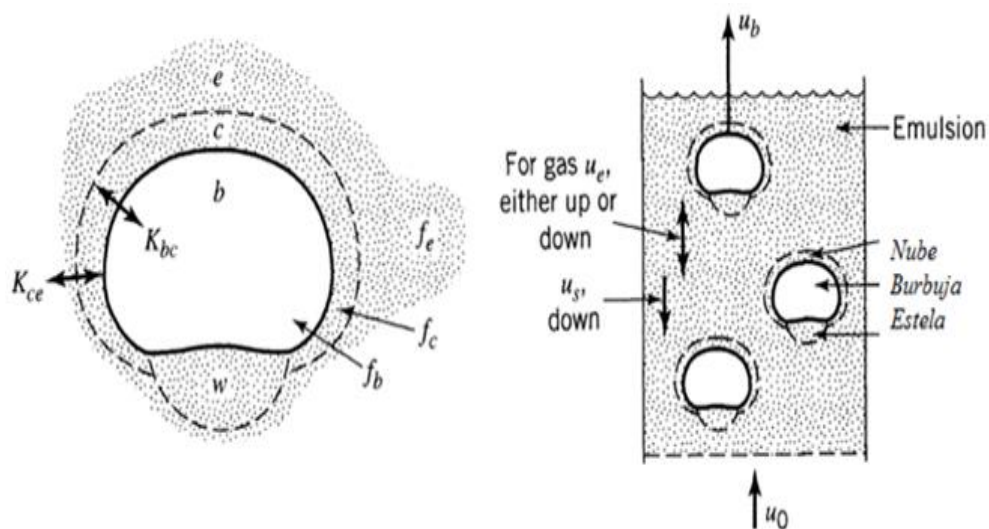
$$\gamma_b + \gamma_c + \gamma_e = 1 - \varepsilon_f$$

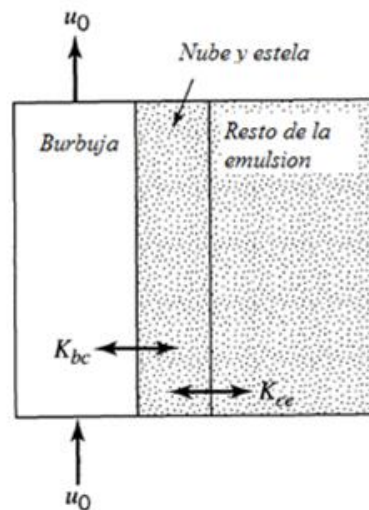
$$\varepsilon_f = 0,75$$

Para completar el modelo y realizar estimaciones de los caudales entre las distintas fases del mismo será preciso disponer de relaciones para estimar coeficientes de transferencia de materia entre fases (Figura 3-19). La transferencia de materia externa gas sólido se suele despreciar ya que las partículas catalíticas suelen ser pequeñas y la velocidad relativa gas sólido alta.

El coeficiente de transferencia de materia burbuja nube, $K_{bc} = K_{cb}$ y el correspondiente a la transferencia entre nube y emulsión, $K_{ce} = K_{ec}$, se estiman de las relaciones siguientes:

Figura 3-19. Modelos y símbolos utilizados para describir el modelo K-L en BFB





Fuente: *Chemical Reaction Engineering Levenspiel*.

$$K_{bc} = \frac{\text{vol. de gas desde burbuja a nube}}{\text{segundo}} \frac{1}{\text{volumen de burbuja}} = 4,5 * \left(\frac{v_{mf}}{d_b}\right) + 5,85 * \left(\frac{D_{AB}^{\frac{1}{2}} * g^{\frac{1}{4}}}{d_b^{\frac{5}{4}}}\right) = 21,03 \text{ s}^{-1}$$

$$K_{ce} = 6.78 * \sqrt{\left(\frac{\epsilon_{mf} * D_{AB} * v_b}{d_b^3}\right)} = 14,9735 \text{ s}^{-1}$$

El siguiente paso es de predecir el comportamiento del reactor catalítico de lecho fluidizado, es decir, calcular la conversión en el efluente a partir de un modelo para el reactor. Las partículas de un lecho fluidizado son tan pequeñas que también son despreciables los gradientes intrapartícula de concentración y temperatura ($\eta = 1$). Por tanto, la velocidad global de reacción es, en general, la velocidad intrínseca, evaluada a la temperatura y concentración de la fase emulsión.

El lecho fluidizado para reacciones catalíticas se utiliza solamente cuando la reacción es muy exotérmica y el catalizador es muy activo, circunstancia que suele coincidir con partículas de reducido tamaño, lo que significa que v_o es baja y el comportamiento del lecho corresponde a burbujas rápidas.

Para una cinética sin variación de densidad ($\epsilon A = 0$), los balances de materia conducen a la ecuación de diseño en la que, como se verá, es de mucha importancia el tamaño de las burbujas.

$$-r_A = \frac{1}{W} * \frac{dn_A}{dt} = k_{cat} * C_A^n$$

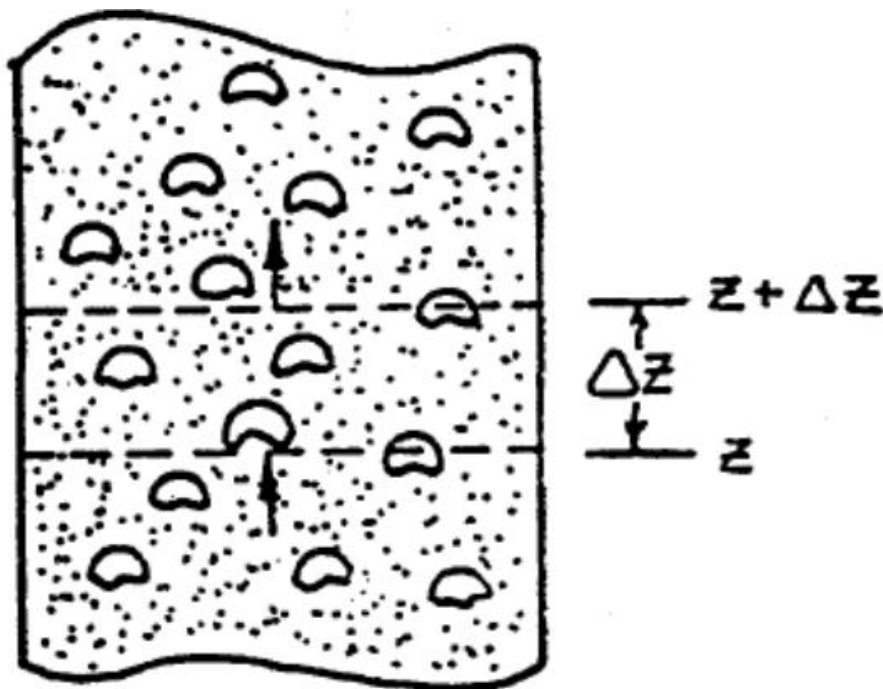
$$k_{cat} = \rho_p * k'$$

Donde k , es la constante de velocidad por kg de catalizador, y W la cantidad de catalizador, en este caso, normalmente en m^3 .

A continuación se procede a desarrollar un balance de materia a cada una de las fases existentes en el lecho, éstos serán aplicados a un elemento diferencial de altura, Δz , para un componente A, en cada una de las fases.

Queda esquematizado este elemento diferencial en la figura que se muestra a continuación.

Figura 3-20. Elemento diferencial de altura en el lecho



Fuente: M.Iborra, J.Tejero, F.Cunill 2013.

La ecuación general que se va a utilizar para un balance global de materia es la expuesta a continuación, asumiendo que se trata de un sistema en condiciones de

estado estacionario, lo que implica que la acumulación es nula. La expresión queda de la siguiente forma:

$$\text{Entrada(Seccion Z)} - \text{Salida(Seccion Z + } \Delta Z) - \text{Transferido a fase nube} \\ - \text{Consumo por reaccion} = 0$$

Supóngase para simplificar que la velocidad de reacción sigue una cinética de primer orden utilizando como referencia el volumen de catalizador, las expresiones de los balances de materia resultan finalmente como se muestran a continuación.

- Balance del gas reactivo A en la burbuja:

(Desaparición de A en burbuja) = (Reacción en fase burbuja) + (Transporte a nube y estela)

$$\frac{d c_{Ab}}{dt} = -k_{cat} \gamma_b c_{Ab} - K_{bc} (c_{Ab} - c_{Ac})$$

- Balance de A en el conjunto nube y estela:

(Entrada de A a nube y estela) = (Reacción de A en nube y estela) + (Transporte fase emulsión)

$$K_{bc} (c_{Ab} - c_{Ac}) = \gamma_c k_{cat} c_{Ac} + K_{ce} (c_{Ac} - c_{Ae})$$

- Balance de A en la fase emulsión:

(Entrada de A en la fase emulsión) = (Consumo de A por reacción fase emulsión)

$$K_{ce} (c_{Ac} - c_{Ae}) = \gamma_e k_{cat} c_{Ae}$$

Eliminando las concentraciones de interface entre las expresiones anteriores se obtiene.

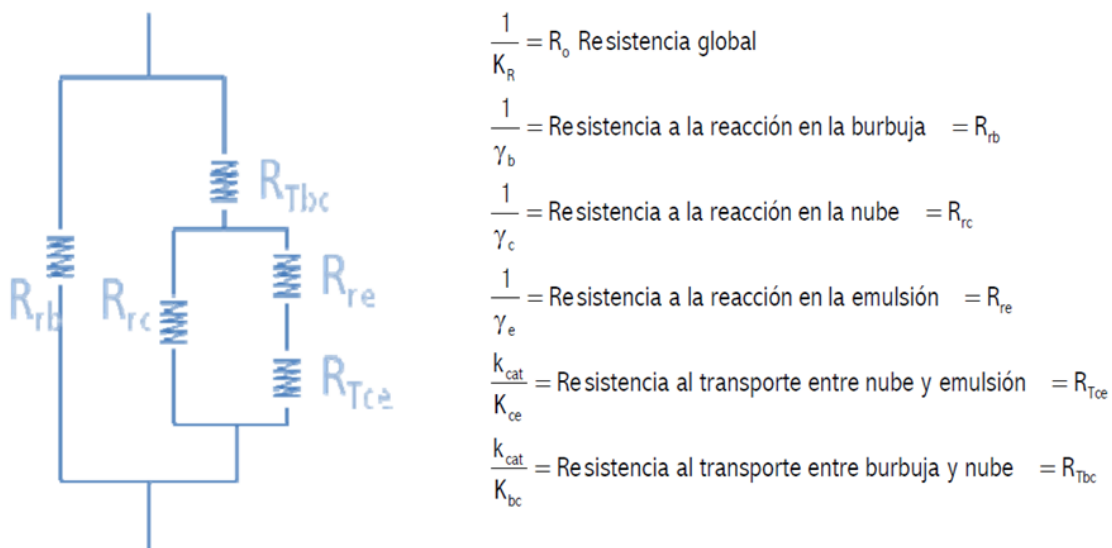
$$-\frac{dC_{Ab}}{dt} = k_{cat} * C_{Ab} * \left(\gamma_b + \frac{1}{\frac{k_{cat}}{K_{bc}} + \frac{1}{\gamma_c + \frac{1}{\frac{1}{\gamma_e} + \frac{k_{cat}}{K_{ce}}}}} \right)$$

Si se define el coeficiente global de transporte, K_R , inverso de la resistencia total por la relación.

$$K_R = \frac{1}{R_o} = \gamma_b + \frac{1}{\frac{k_{cat}}{k_{bc}} + \frac{1}{\gamma_c + \frac{1}{\frac{1}{\gamma_e} + \frac{k_{cat}}{k_{ce}}}}} = 0,2464$$

Obsérvese que la resistencia total no es la suma de las resistencias de las etapas implicadas en el proceso transporte reacción desde la burbuja a la fase emulsión ya que las etapas transcurren en serie y en serie-paralelo de acuerdo con el siguiente esquema.

Figura 3-21. Resistencia total



Fuente: M.Iborra, J.Tejero, F.Cunill 2013.

Entonces:

$$-\frac{dC_{Ab}}{dt} = K_R * k_{cat} * C_{Ab}$$

Haciendo

$$:K_o = K_R * k_{cat} = 0,256$$

Quedando la ecuación de diseño de la siguiente manera.

$$-\frac{dC_{Ab}}{dt} = 0,256 * C_{Ab}$$

Por otro lado, la concentración del reactivo A, se puede expresar en función de la conversión, mediante la relación siguiente:

$$C_{Ab} = C_{Ao} * (1 - X)$$

Donde X es la conversión del Propileno para Acrilonitrilo en el reactor igual al 76%.

C_{Ao} Concentración inicial del compuesto A (Propileno).

Derivando esta ecuación respecto de X y reemplazando en la anterior ecuación se tiene:

$$dC_{AB} = - dX * C_{Ao}$$

Resulta:

$$\frac{dX * C_{Ao}}{dt} = 0,256 * C_{Ao} * (1 - X)$$

Simplificando:

$$\frac{dX}{dt} = 0,256 * (1 - X)$$

Integrando en cada uno de los miembros se tiene:

$$\ln\left(\frac{1}{1 - X}\right) = 0,256 * t$$

Para finalizar, conociendo que la altura de lecho necesaria viene dada por:

$$h_1 = t * v_b$$

Reemplazando en la ecuación anterior se llega a la expresión que se utiliza para el cálculo de la altura de lecho.

$$h_1 = \frac{v_b}{K_R * k_{cat}} * \ln\left(\frac{1}{1 - X}\right) = \frac{v_b}{0,256} * \ln\left(\frac{1}{1 - X}\right) = 363 \text{ cm} = 3,63 \text{ m}$$

En principio se supuso una altura del lecho fluidizado 2,5 m, como se puede observar, no coincide con el que se ha obtenido tras realizar los cálculos, siendo este último de 3.63 m.

El procedimiento que se sigue a continuación es realizar todos los pasos, pero con la suposición de un nuevo valor de altura, el obtenido en el último cálculo.

Al finalizar toda la secuencia de cálculo se obtendrá otro valor de altura para comparar con el supuesto, y si no coinciden se repetirá el proceso hasta que el valor supuesto y el calculado sean el mismo. Una vez realizada esta iteración se obtiene un valor final de altura:

$$h_1 = 3,42 \text{ m} = 342,2 \text{ cm}$$

Quedando una relación:

$$\frac{D}{h_1} = 1,02$$

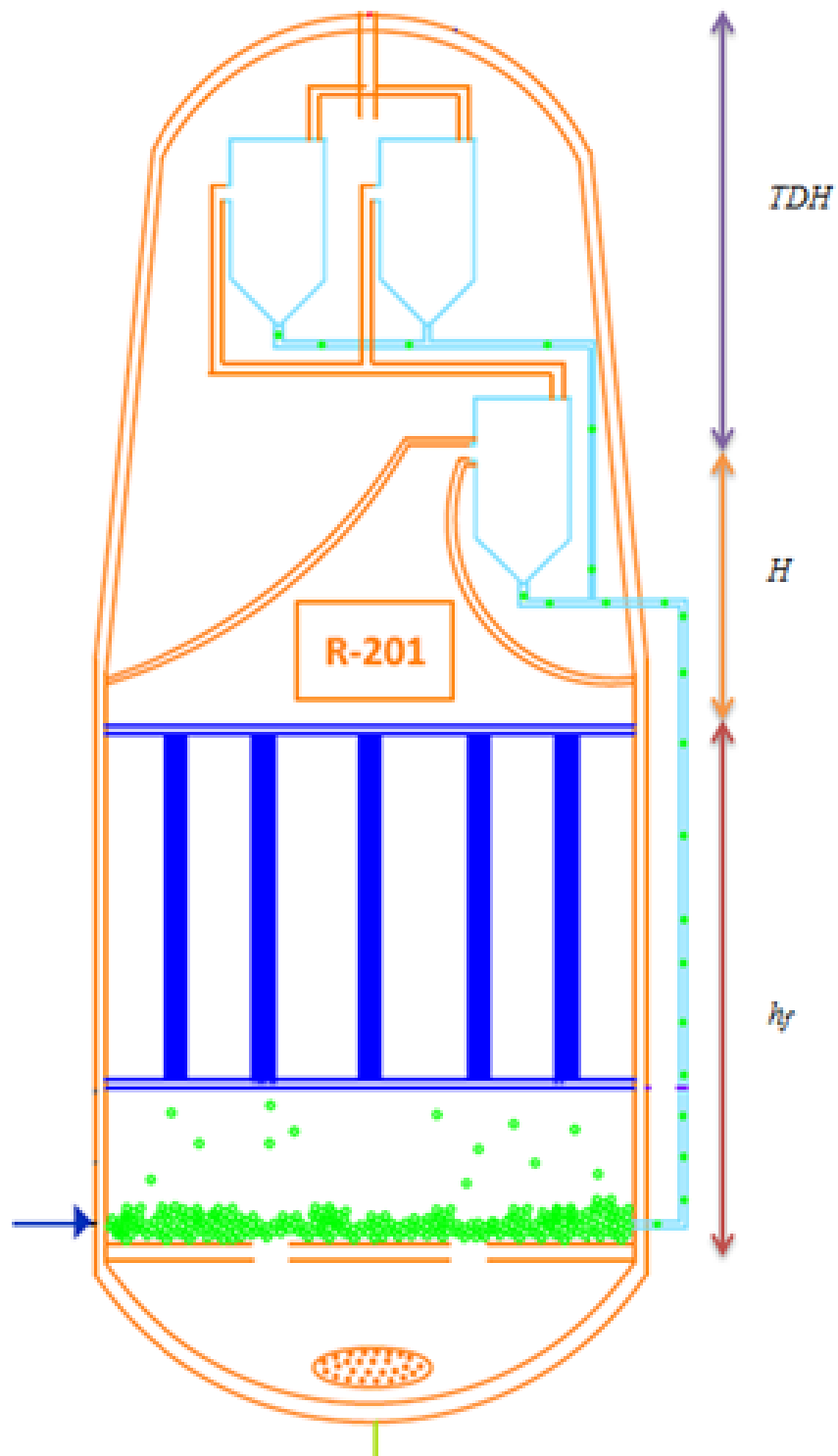
No obstante en la práctica se suelen utilizar relaciones $\frac{D}{h_1}$ elevadas y se adicionan distribuidores para conseguir una mayor uniformidad y eliminar posibles glóbulos y canalizaciones.

3.6.6.1 Determinación de la altura total del reactor

Como se puede observar en la figura 3-22, un reactor de lecho fluidizado de manera general puede contar con 3 alturas diferentes, donde la relación de alturas entre estos puede variar dependiendo del diseño del reactor.

Estas alturas son:

$$H_r = h_l + H + TDH$$

Figura 3-22. Reactor de lecho fluidizado

Fuente: Victor fernandez Guso /Elaboración propia.

3.6.6.1.1 Cálculo de H

Donde H expresa la altura de la sección de lecho entre la superficie de la fase emulsión y la salida de los productos gaseosos y se la determina con al siguiente formula.

$$F = F_o * e^{-a*H}$$

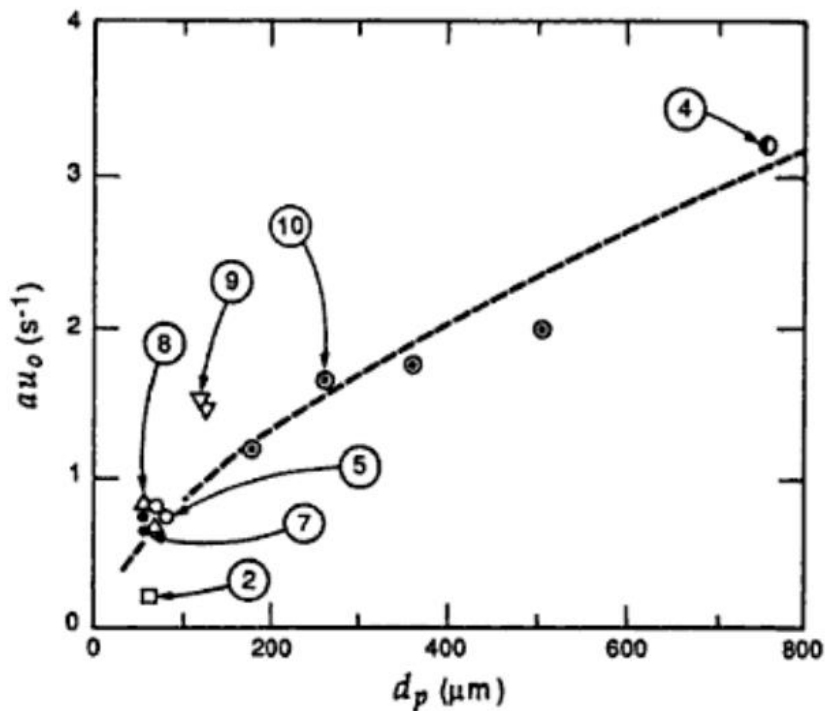
Donde a es la constante de desagregación de las partículas catalíticas.

$$\frac{F}{F_o} = 0,01$$

Para condiciones normales de arrastre en el lecho, cuando la velocidad de fluidización no es elevada.

El valor de la constante a se determina a partir de la velocidad de fluidización y del diámetro de partícula a partir de la figura que se muestra a continuación.

Figura 3-23. Constante de desagregación de las partículas catalíticas



Fuente: Caraballo Dominguez.

Para un diámetro de partícula de 170 μm , y localizando la intersección con la línea discontinua, que muestra el valor para partículas de catalizador esféricas, se obtiene un valor de $a * v_0 = 1,2 \text{ s}^{-1}$, despejando la constante se tiene:

$$a = 0,02936 \text{ cm}^{-1}$$

Dando como resultado

$$H = 383,76 \text{ cm}$$

3.6.6.1.2 Cálculo de TDH

TDH es la altura necesaria para que las partículas de catalizador caigan de nuevo al lecho, y se la determinan a través de la siguiente ecuación.

$$\text{TDH} = 1000 * \frac{v_0^2}{g} = 1701,83 \text{ cm}$$

Finalmente, ya es posible definir la altura total del reactor, ya que ésta es la suma de las alturas de lecho fluidizado, de H y de TDH.

$$H_r = h_l + H + \text{TDH} = 2427,88 \text{ cm} = 24,27 \text{ m}$$

Donde la relación:

$$\frac{H_r}{D} = 6,95$$

3.6.6.2 Volumen del reactor

El reactor donde se lleva a cabo la reacción es de forma cilíndrica por lo tanto el volumen estará dado a través de la siguiente expresión.

$$V_r = \frac{\pi}{4} * D^2 * H_r$$

Dando como resultado un volumen del reactor:

$$V_r = 232,56 \text{ m}^3$$

3.6.7 Masa de Catalizador

El catalizador usado para la producción de Acrilonitrilo patentado por China Petrochemical Corporation con 5 años de duración, presentan las siguientes características

Cuadro III-17. Características del catalizador

Size distribution, wt%:	
Passing 20 mesh	100
>90 micron	0~30
<45 micron	30~50
Bulk density, g/ml	0.88~1.12
Compact density, g/ml	1.04~1.28
Pore volume, ml/g	0.20~0.30
Attrition loss, wt%	<4
Agglomeration	no
MB-98™	
Temperature, °C	440~450
Pressure, MPa	0.04~0.085
C ₃ H ₆ :NH ₃ :Air, mol	1:1.12~1.20:9.5
Linear velocity, m/s	0.5~0.80
WWH, hr ⁻¹	0.06~0.085

Fuente: China Petrochemical Corporation (Sinopec Group).

De los cuales algunos datos físicos como la densidad fueron utilizados para el cálculo del diseño del reactor.

La que servirá para determinar la cantidad de catalizador usada en el proceso y

corroborar algunas características técnicas y físicas del mismo.

Levenspiel en su libro (Chemical Reaction Engineering), presenta una formulación matemática que permite estimar la cantidad de catalizador utilizada en el proceso en estado de fluidización.

$$W = h_1 * \rho_p * S * (1 - \varepsilon_f) = 11,64 \text{ Ton}$$

Anteriormente se determinó la porosidad ε_f del lecho en estado de fluidización

$$\varepsilon_f = 0,75$$

$$W = 11648,095 \text{ Kg} = 11,64 \text{ Ton}$$

3.6.8 Placa distribuidora del gas

Para el reactor de lecho fluidizado que se está modelando, el tamaño de las burbujas (distribución radial-axial), determinan la eficiencia del proceso, por lo tanto, es importante desarrollar técnicas que permitan fijar y controlar el tamaño de las burbujas que se generan en el reactor.

En la zona inferior del reactor se situará una placa perforada, con el objetivo de lograr una buena distribución de los gases en el lecho, así como un tamaño de burbuja adecuado.

El número de orificios de que consta el distribuidor del gas va a depender, entre otras cosas, de la pérdida de presión en éste.

La pérdida de presión en el distribuidor será la mayor de dos valores: 35 g/cm^2 o bien, la que se obtiene de la siguiente expresión:

$$\Delta P_{Distribuidor} = 10\% * \Delta P_{Lecho} = 0,1 * \frac{W}{S} = 12,16 \text{ g/cm}^2 < 35 \text{ g/cm}^2$$

Donde S, es el área del reactor.

W es la masa del catalizador.

Se tomará por tanto una pérdida de presión de 40 g/cm^2 .

Conocida la caída de presión en el distribuidor, se procede al cálculo de la velocidad del gas a través de los orificios mediante la siguiente expresión.

$$v_{or} = C_d * \sqrt{\frac{2 * g * \Delta p_{Distribuidor}}{\rho_f}}$$

Siendo C_d un coeficiente de orificio, que se determina haciendo uso de la siguiente tabla, dependiendo del número de Reynolds.

Tabla III-11. Coeficiente de orificio en función del número de Reynolds

Re	100	300	500	1.000	2.000	>3.000
Cd	0,78	0,7	0,68	0,64	0,61	0,6

Fuente: “Fluidization Engineering”, D. Kunii y O. Levenspiel.

Para conocer pues el valor del coeficiente de orificio, en primer lugar, habrá que calcular el número de Reynolds a través de la expresión.

$$Re = \frac{D_r * \rho_f * v_o}{\mu_f} = 152.448,62$$

Por tanto, y como $Re > 3.000$, el coeficiente de orificio adopta un valor de:

$$C_d = 0,6$$

La velocidad del gas del fluido en los orificios es la siguiente:

$$v_{or} = C_d * \sqrt{\frac{2 * g * \Delta p_{Distribuidor}}{\rho_f}} = 3.602,58 \text{ cm/s}$$

El siguiente paso es la selección del diámetro de orificio y el cálculo del número y disposición geométrica de éstos, para ello construimos una tabla a partir de la siguiente relación:

$$v_o = d_o^2 * \frac{\pi}{4} * v_{or} * N_{or}$$

Dónde:

d_{or} = Diámetro de orificio.

N_{or} = Número de orificios por cm^2

u_{or} = Velocidad a través de los orificios.

Como se ha comentado, a partir de esta expresión se construye una tabla que relaciona el diámetro de orificio con el número de orificios por cm^2 .

Tabla III-12. Relación entre diámetro de orificio y número de orificios por cm^2

d_o	N_{or}/cm^2
0,1	1,44
0,2	0,36
0,3	0,16
0,4	0,0902
0,5	0,0577

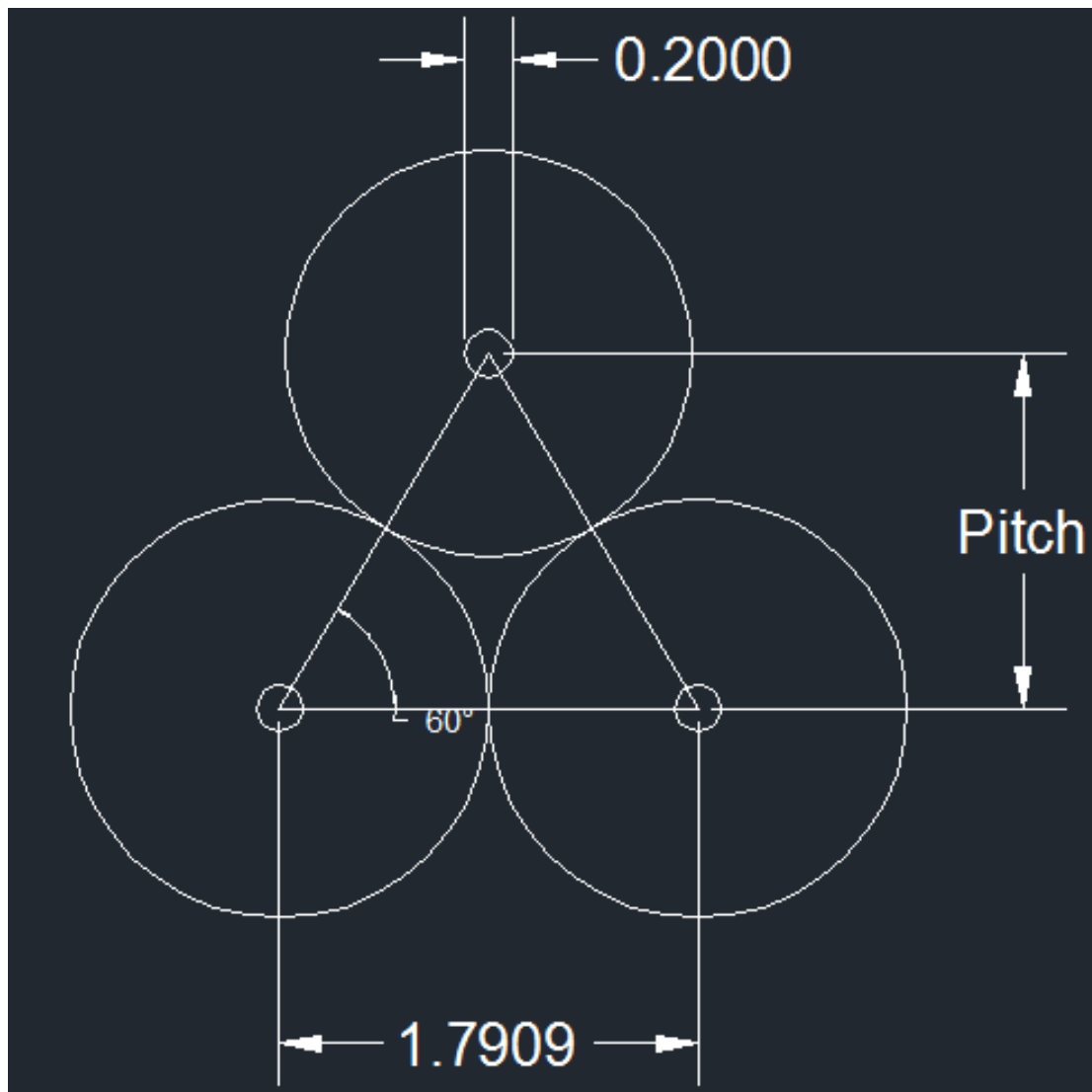
Fuente: Elaboración propia, 2019.

Como se asumió al comienzo del diseño, los orificios tendrán un diámetro de 0,2 cm, por lo que se tendrán 0,36 orificios por cm^2 , esta densidad se la puede apreciar de manera más clara en la figura 3-24, comparando el diámetro de orificio “circunferencias pequeñas” dentro del diámetro disponible en el cual están insertados “circunferencias grandes”, además que esta área de inserción de diámetro equivalente número de pitch, nos da una medida del diámetro de burbuja (Tabla III-9) máximo para que no exista turbulencia en el lecho.

La disposición de los orificios será aquella en la que formen triángulos equiláteros, siendo los orificios los vértices de dichos triángulos, separados entre ellos por una distancia Pitch.

En la siguiente figura se muestra un esquema clarificador de esta disposición.

Figura 3-24. Disposición triangular de los orificios



Fuente: Elaboración propia.

Mediante un análisis geométrico se obtiene una expresión para hallar el valor de la distancia entre orificios, ésta se muestra a continuación.

$$Pitch = \frac{1}{\sqrt{N * \text{sen } 60^\circ}} = \frac{1}{\sqrt{\frac{0,36}{\text{cm}^2} * \text{sen } 60^\circ}} = 1,79 \text{ cm}$$

En resumen, la placa distribuidora de gas estará formada por orificios de 0,2 cm de

diámetro, distribuidos de forma triangular con una separación entre centros de 1,79 cm, y con una densidad de orificios de 0,36 orificios/cm².

3.6.9 Diseño del intercambiador de calor

El fuerte carácter exotérmico de la reacción obliga a la disipación de una parte del calor que se genera en el sistema con el fin de trabajar en las condiciones más óptimas de operación. Para ello, será necesario recurrir a un método complementario que permita mantener el sistema en condiciones casi isotérmicas. Dicho método se basa en refrigerar el reactor por medio del agua procedente del sistema de aireación y las calderas y generar vapor de alta presión que posteriormente es utilizado como energía en la misma planta.

En este caso existen tubos a lo largo de toda la sección del reactor, por lo que, para tubos verticales, se tiene la siguiente expresión para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor externo:

$$\frac{h_w d_p}{k_g} = 0,01844 * C_R * (1 - \varepsilon_f) * \left(\frac{Cp_g \rho_g}{k_g}\right)^{0,43} * \left(\frac{d_p \rho_g v_o}{\mu}\right)^{0,23} * \left(\frac{Cp_s}{Cp_g}\right)^{0,8} * \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{0,66}$$

Dónde:

h_w Coeficiente externo de transferencia de calor, $\frac{cal}{cm^2 * s * ^\circ C}$

d_p Diámetro de partícula, 0,017 cm.

k_g Coeficiente de transferencia de calor del gas, $7,728 * 10^{-5} \frac{cal}{cm * s * ^\circ C}$

Obtenido de Hysys

C_R Factor de corrección para tubos no concéntricos al recipiente.

Cp_g Capacidad calorífica del gas, $0,29 \frac{cal}{^\circ C * g}$ Obtenido de Hysys

ρ_g Densidad del gas, $0,00217687 \frac{g}{cm^3}$ Obtenido de Hysys

v_o	Velocidad de fluidización, 40 cm/s	Obtenido del diseño
μ_g	Viscosidad del gas, 0,000203758 $g/cm \cdot s$	Obtenido de Hysys
Cp_s	Capacidad calorífica del catalizador, 0,2 $\frac{cal}{g \cdot ^\circ C}$	Obtenido de bibliografía
ρ_s	Densidad del catalizador, 1,28 $\frac{g}{cm^3}$	Obtenido de bibliografía
h_i	Coeficiente interno de transferencia de calor, 0,03 $\frac{cal}{cm^2 \cdot s \cdot ^\circ C}$	Obtenido de Hysys

El factor de corrección C_R toma valores en el rango de 1 a 2 según la posición adimensional del tubo con respecto al centro del reactor (D. Kunii y O. Levenspiel, 1.991). En este caso existen tubos a lo largo de toda la sección del reactor, por lo que se tomará el valor intermedio, $C_R = 1,5$.

Como se observa se conocen todos los datos por lo cual se procede a determinar el coeficiente externo de transferencia de calor:

$$\frac{h_w d_p}{k_g} = 1,5$$

Dónde:

$$h_w = 0,006824 \frac{cal}{cm^2 \cdot s \cdot ^\circ C}$$

Conocidos los coeficientes de transferencia de calor, tanto externo (h_w) como interno (h_i), ya se puede determinar el coeficiente global de transferencia de calor, U , haciendo uso de la expresión que se muestra a continuación.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_w} + \frac{e_t}{k_m} + \frac{1}{h_i}$$

Dónde:

- e_t Espesor pared del tubo.
- k_m Conductividad del metal.

h_i Coeficiente interno de transferencia de calor.

h_w Coeficiente externo transferencia de calor.

Se supone un valor de espesor de tubo de 0,3 cm, siendo éste uno de los valores para espesor más comunes en tubos de 1,5 pulgadas de diámetro, que serán los que se utilizarán en la refrigeración.

En cuanto a la conductividad del metal, lo primero que habrá que concretar es el tipo de material que va a utilizarse para los tubos.

Los aceros inoxidables son los materiales anti-corrosión más utilizados en la industria química, debido a que en el reactor se produce ácido cianhídrico, y a su carácter corrosivo, se tomará como material más adecuado el acero inoxidable SA-240 (AISI 316L).

La conductividad térmica para este material se ha tomado del Anexo 2, y adquiere para una temperatura inmediatamente superior a la de operación “440°C”, un valor de

$$k_m = 20,6 \frac{W}{m * K} = 0,0943 \frac{cal}{cm * s * ^\circ C}$$

Remplazando se tiene:

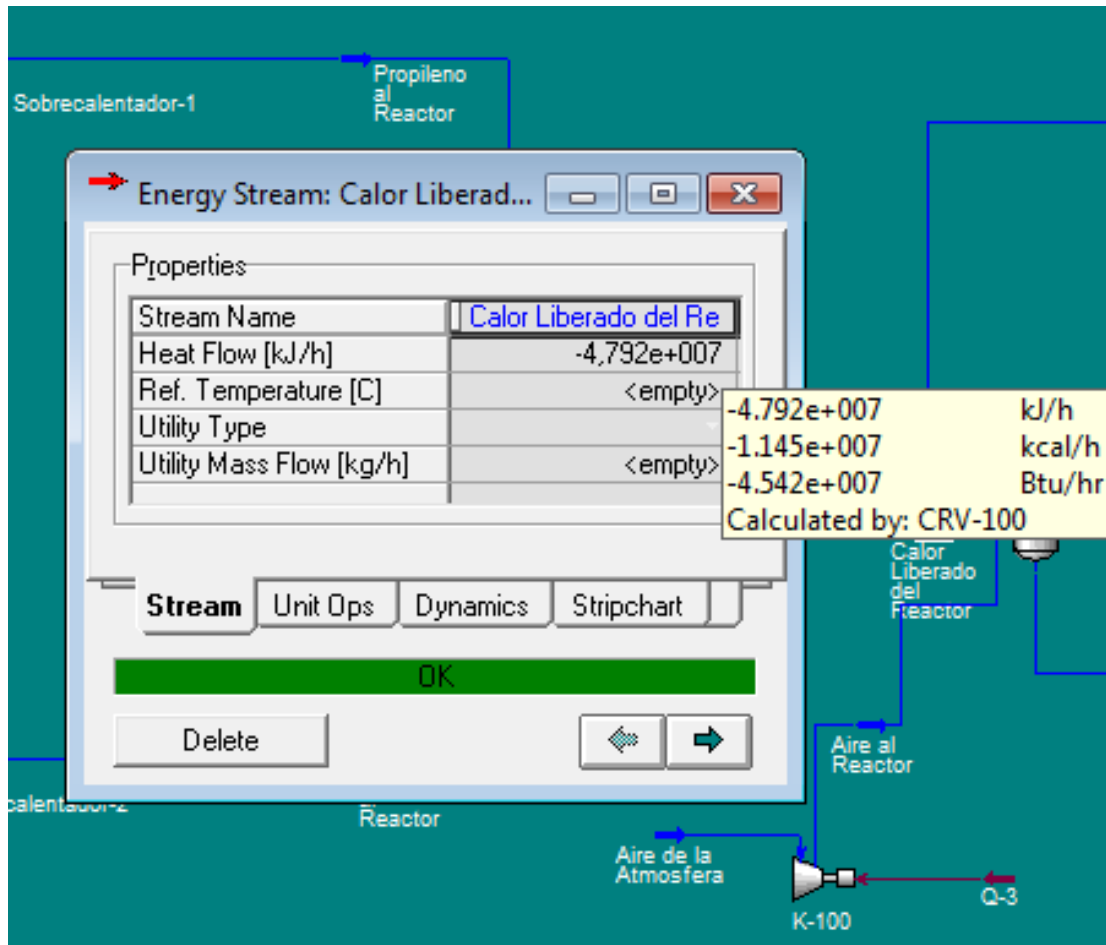
$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_w} + \frac{e_t}{h_m} + \frac{1}{h_i} = 172,44$$

Despejando el coeficiente global de transferencia de calor

$$U = 0,005798 \frac{cal}{cm^2 * s * ^\circ C}$$

El siguiente paso para continuar diseñando el sistema de refrigeración es conocer la cantidad de calor liberado por la reacción, que lo podemos determinar mediante Hysys.

Figura 3-25. Calor liberado en el reactor



Fuente: Elaboración propia, Uajms 2019.

El reactor libera una cantidad de energía equivalente a 3.180.555,556 cal/s.

Este calor liberado por la reacción es el que debe ser absorbido por el refrigerante, esta relación se expresa a partir de la siguiente expresión, de donde se podrá obtener la superficie de intercambio de calor necesaria.

$$\text{Calor liberado} = N_t * A_{\text{tubo}} * U * \Delta T$$

Siendo:

N_t Número de tubos.

A_{tubo} Superficie de intercambio de calor de un tubo.

- U Coeficiente global de transferencia de calor.
- ΔT Diferencia entre la temperatura del refrigerante y la del fluido a enfriar

Donde el área de intercambio viene dada por:

$$A_{int} = N_t * A_{tubo}$$

Combinando esta ecuación con la anterior y despejando se tiene:

$$A_{int} = \frac{\text{Calor liberado}}{U * \Delta T}$$

El refrigerante que se va a usar, serán agua del des aireador que paso a enfriar los efluentes del reactor, saliendo este a 227°C, acumulándose este en una caldereta o tambor de vapor que opera a una presión de vapor de $42 \frac{kg_f}{cm^2}$ y 254 °C, con la intención de producir vapor de alta presión, enviándose posteriormente a los tubos de enfriamiento del reactor.

$$\Delta T = (440 - 254)^{\circ}C = 186^{\circ}C$$

Calculamos el área de intercambio:

$$A_{int} = \frac{\text{Calor liberado}}{U * \Delta T} = 2.948.793,232 \text{ cm}^2$$

Ya se está en disposición de determinar el número de tubos necesarios, ya que se conoce el área total de intercambio, y el área de intercambio de calor de un tubo es simple de calcular a partir de la relación:

$$A_{tubo} = 2 * \pi * r * h_l$$

Se conoce el diámetro de los tubos y también la altura del lecho fluidizado, con lo que resulta:

$$A_{tubo} = 2 * \pi * r * h_l = 4.097,07 \text{ cm}^2$$

De la expresión:

$$A_{int} = N_t * A_{tubo}$$

Se despeja el número de tubos resultando:

$$N_t = \frac{A_{int}}{A_{tubo}} = 720 \text{ tubos}$$

Se necesitan 720 tubos para la refrigeración del reactor, el siguiente paso en el procedimiento es calcular el área que ocupan los 720 tubos para determinar un nuevo diámetro de reactor incluyendo la superficie ocupada por estos tubos, y comparar este diámetro con el determinado a un principio “3,49 m”, donde no se consideraban los tubos.

El área ocupada por todos los tubos viene dada por la expresión mostrada a continuación.

$$A_{\text{Total-tubos}} = N_t * S_t$$

Siendo S_t la sección de un tubo cilíndrico, $S_t = \pi * r^2 = 11,4 \text{ cm}^2$

Con lo cual:

$$A_{\text{Total-tubos}} = N_t * S_t = 720 * 11,4 \text{ cm}^2 = 8.205,58 \text{ cm}^2$$

En un principio se diseñó el reactor suponiendo una fracción no ocupada por los tubos era igual a 1, está esta fracción disminuirá en este apartado, debido a que debe incluirse el área ocupada por los tubos en el área inicial del reactor.

$$A_R = 103994,6195 \text{ cm}^2$$

Esta nueva área de reactor deberá ser considerada, para todo el cálculo realizado (Sección 3.6.5.6 en adelante) y reajustar e iterar las veces que sea necesaria hasta hacer coincidir el área final con el área inicial.

O más específicamente en términos de diámetros se tiene:

$$D_r = \sqrt{\frac{4 * A_r}{\pi}} = 3,63 \text{ m} \neq 3,5 \text{ m}$$

Como puede apreciarse el diámetro calculado al principio coincide ligeramente con el

obtenido una vez que se consideran los tubos para la refrigeración del reactor. El procedimiento a llevar a cabo en este caso es iterar y realizar todos los cálculos de nuevo a partir de la sección ya mencionada.

Otro aspecto a considerar será también la desproporción que se observó en la determinación de la altura TDH para recuperar el catalizador arrastrado, relacionado directamente con una elevada velocidad del fluido. Para tal caso se trabajará con velocidades de fluido de 11 veces la mínima de fluidización, rango dentro del cual se evita que el flujo de gas en la emulsión se transforme en un flujo descendente al ser arrastrado por el descenso de los sólidos.

3.6.10 Iteración y recalcu de las variables de diseño

Tras todo el proceso iterativo y los cambios realizados, se llega a los siguientes valores finales para el dimensionado del reactor:

3.6.10.1 Variables de diseño estimadas

$$v_o = 31 \frac{\text{cm}}{\text{s}} = 0,31 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{Fracción libre de tubos} = 0,7416$$

$$d_b = 1,27 \text{ cm}$$

$$\varepsilon_f = 0,69$$

$$K_R = 0,307$$

3.6.10.2 Dimensiones del reactor

$$h_1 = 238,47 \text{ cm} = 2,38 \text{ m}$$

$$\frac{D}{h_1} = 1,88$$

$$H = 118,88 \text{ cm} = 1,88 \text{ m}$$

$$\text{TDH} = 978,33 \text{ cm} = 9,33 \text{ m}$$

$$H_r = 1.335,70 \text{ cm} = 13,35 \text{ m}$$

$$D = 4,5 \text{ m}$$

$$\frac{H_r}{D} = 2,96$$

$$V_r = 212,43 \text{ m}^3$$

3.6.10.3 Masa del catalizador

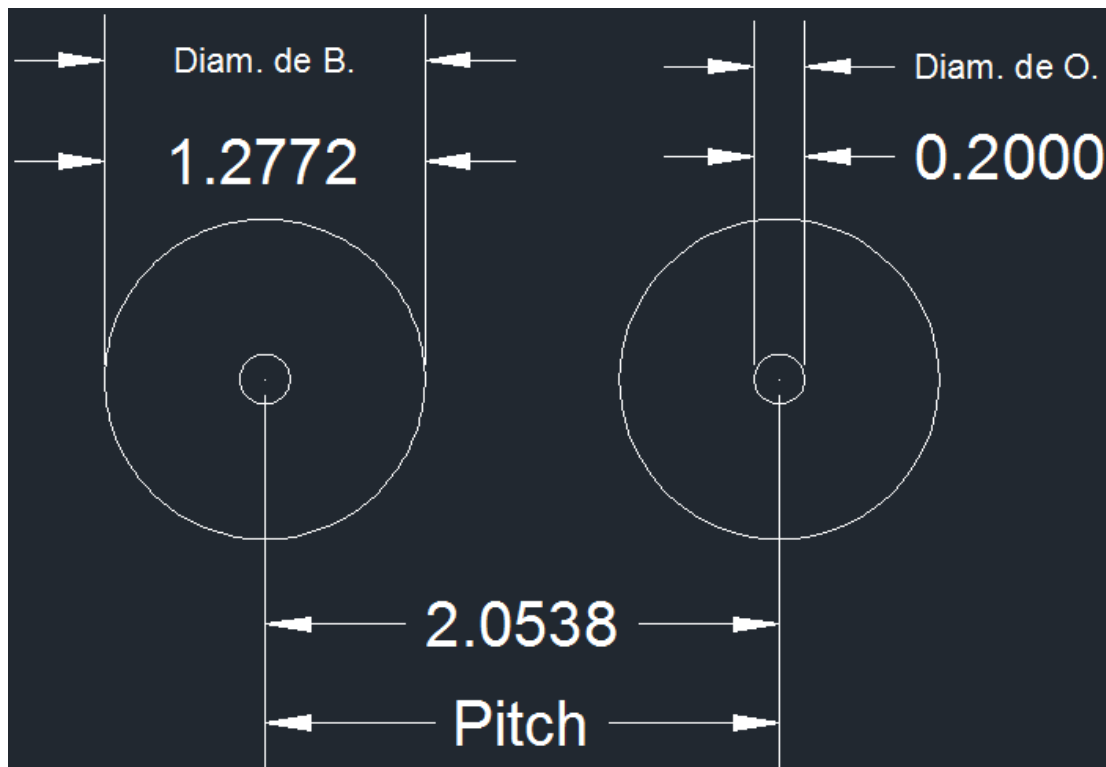
$$W = 15.098,01 \text{ Kg} = 15,09 \text{ Ton}$$

3.6.10.4 Dimensiones de la placa distribuidora

$$\text{Pitch} = 2.05 \text{ cm}$$

$$\text{Densidad de orificios} = \frac{0,27 \text{ orificios}}{\text{cm}^2}$$

Figura 3-26. Disposición de los orificios en la sección del reactor



Fuente: elaboración propia.

Se observa en la figura anterior que los diámetros de burbujas están separados a una distancia considerable, tal que se asegura que no existan formación de bolsones de aire o canalizaciones dentro del reactor.

3.6.10.5 Dimensiones del intercambiador de calor

$$U = 0,0060 \frac{\text{cal}}{\text{cm}^2 * \text{s} * ^\circ\text{C}}$$

$$N_t = 991 \text{ tubos}$$

$$\text{Altura de los tubos} = h_1 = 2,384 \text{ m}$$

El agua refrigerante es agua saturada en las condiciones a la que se encuentra, y dependiendo de los requerimientos de vapor de alta en el proceso se aumentará o disminuirá el caudal de alimentación para obtener más vapor en la corriente de retorno.

A modo demostrativo para una corriente de retorno, a la salida del intercambiador con una fracción de vapor de 0,5, se tiene un requerimiento en la alimentación de 55 m³/h, como se observa en la siguiente figura.

Cuadro III-18. Consumo de agua del intercambiador de calor

Name	Agua Saturada	Agua de retorno	Calor de Reaci
Vapour	0,0000	0,5056	<empty>
Temperature [C]	252,0	252,0	<empty>
Pressure [kPa]	4119	4119	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	3050	3050	<empty>
Mass Flow [kg/h]	5,495e+004	5,495e+004	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	55,06	55,06	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,670e+005	-2,513e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	100,6	130,5	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-8,144e+008	-7,665e+008	4,792e+007

Fuente: Elaboración propia.

3.7 Distribución de planta

En la sección 2.1 se mencionó algunas áreas netamente involucradas con el proceso de

fabricación de Acrilonitrilo, sin considerar algunas áreas importantes como ser.

Áreas de mantenimiento y servicios.

Áreas de gerencia y administración.

Áreas de estacionamiento y de recreación del personal.

Área de Bomberos, seguridad y laboratorios.

Quedando de la siguiente manera:

Tabla III-13. Distribución de planta.

ABREVIATURA	ZONA
A-100	Área de almacenamiento y recepción de materias prima
A-200	Área de acondicionamiento
A-300	Área de reacción
A-400	Área de extracción
A-500	Área de purificación
A-600	Área de tratamiento de residuos
A-700	Área de almacenamiento y despacho de productos terminado.
A-800	Áreas de mantenimiento y servicios.
A-900	Área de Bomberos, seguridad y laboratorios.
A-1000	Áreas de gerencia y administración.
A-1100	Áreas de estacionamiento y de recreación del personal.

Fuente: Elaboración propia.

Consecuentemente se hará una breve descripción de los equipos y actividades realizadas en cada una de las áreas.

3.7.1 Área de almacenamiento y recepción de materias prima.

Esta área estará compuesta de los siguientes elementos y equipos.

Parque de camiones para abastecer de materia prima al proceso.

Esfera de almacenamiento de Propileno, EA-100

Esfera de almacenamiento de Amoniaco, EA-101

Depósitos de Ácido sulfúrico, EA-102.

3.7.2 Área de acondicionamiento

- Consta de los siguientes equipos.
- Bomba para el vaporizador de Amoniac, B-210
- Bomba par el vaporizador de Propileno, B-211
- Vaporizadores de amoniaco, IC-220
- Vaporizadores de Propileno, IC-221
- Separadores de arrastre de amoniaco, SA-230
- Separador de arrastre de Propileno, SA-231
- Sobre calentadores de amoniaco, IC-222
- Sobre calentadores de Propileno, IC-223
- Horno para el acondicionamiento del aire operativo y de arranque, H-240.

3.7.3 Área de reacción

- Reactor, R-340.
- Enfriador del efluente del reactor, IC-320.
- Tolva de catalizador, HA-341

3.7.4 Área de extracción

- Quench o torre de apagado, T-450
- Separador de arrastre de líquidos, SA-430.
- Post-enfriador de la torre de apagado, IC-420.
- Torre absorbedora, T-451.

3.7.5 Área de purificación

- Acondicionador de la torre recuperadora, IC-520.

- Bomba de alimentación de la torre recuperadora, B-510
- Torre recuperadora, T-550.
- Re hervidor de la torre recuperadora, IC-521.
- Condensador de la torre recuperadora, IC-522.
- Decantador de fase orgánica de T-550, EA-500.
- Bomba de reflujo de fase acuosa, B-511
- Bomba para fase orgánica hacia torre de despunte, B-512.
- Acondicionador de la torre de despunte, IC-523.
- Torre de despunte, T-551.
- Re hervidor de la torre de despunte, IC-524
- Condensador de la torre de despunte, IC-525
- Decantador de HCN de T-551, EA-501.
- Bomba de alimentación a la torre de producto, B-513.
- Torre de producto, T-552.
- Re hervidor de la torre de producto, IC-525
- Condensador de la torre de producto, IC-526
- Acumulador de reflujo.
- Acondicionamiento del producto terminado, IC-527

3.7.6 Área de tratamiento de residuos

- Torre fraccionadora de acetonitrilo, T-650

3.7.7 Área de almacenamiento y despacho de productos terminado

- Tanque de almacenamiento de Acrilonitrilo, EA-700.

- Tanque de almacenamiento de Acetonitrilo, EA-701.
- Tanque de almacenamiento de HCN, EA-702.

3.7.8 Áreas de mantenimiento y servicios

- Compresor, C-840.
- Turbina, T-841
- Calderas, T-842
- Bombas de enfriamiento al reactor, B-810.

3.7.9 Área de Bomberos, seguridad y laboratorios

La planta debe contar con un sistema de seguridad industrial que vele por la salud integro físico-mental de los recursos humanos y vele también por la seguridad de las instalaciones minimizando los riesgos.

3.7.10 Áreas de gerencia y administración

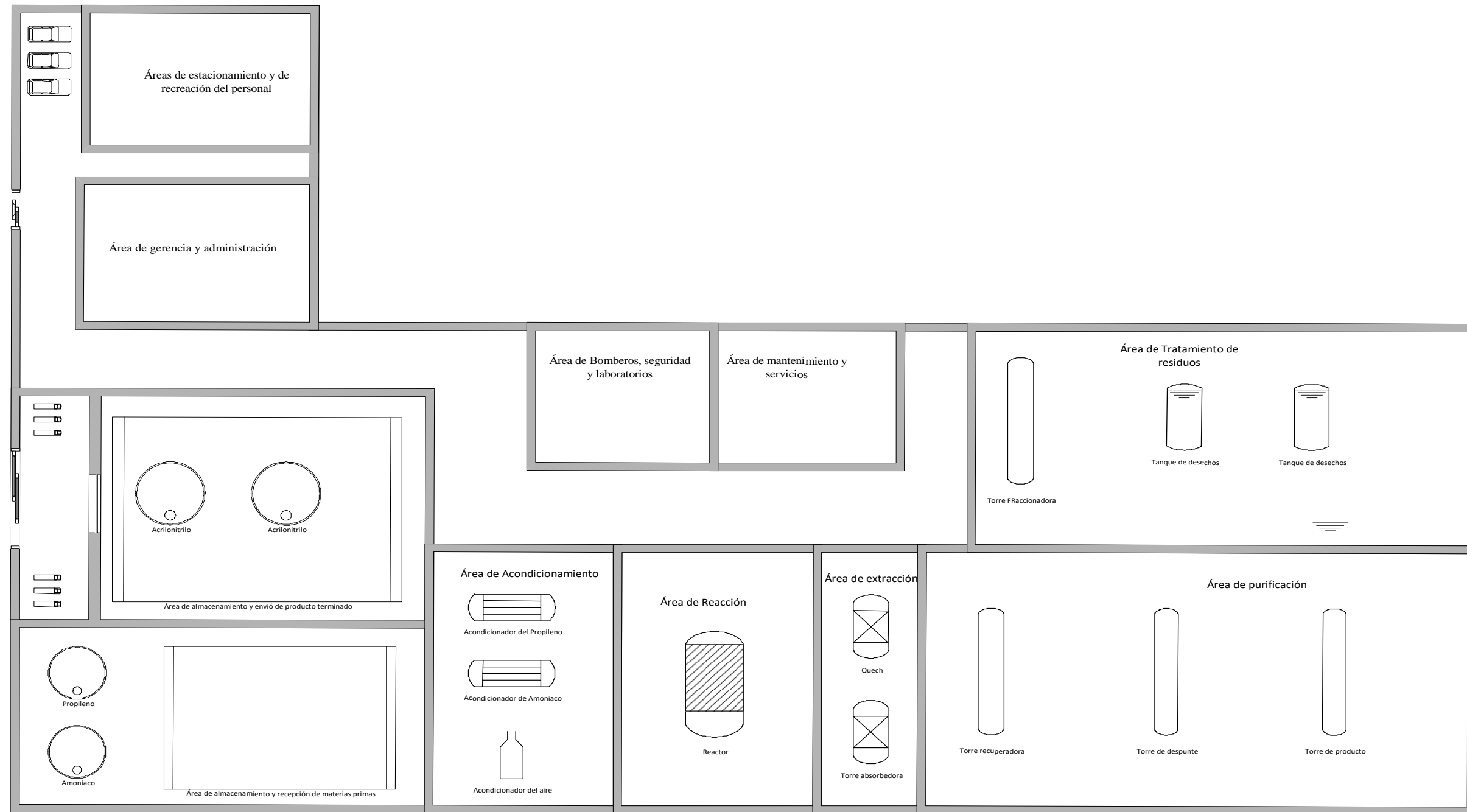
Esta área está ligada indirectamente al proceso por lo que se requerirá espacio para las mismas dentro de la propia planta.

3.7.11 Áreas de estacionamiento y de recreación del personal

La planta debe contar con un espacio de estacionamiento y de recreación personal para el personal de planta, es decir que debe contar con un comedor, cancha y espacios para capacitaciones y talleres, etc.



Figura 3-27. Distribución de planta



Fuente: Elaboración propia.

CAPÍTULO IV
ASPECTOS ECONÓMICOS DEL PROYECTO

4 Aspectos económicos del proyecto

4.1 Inversión del proyecto

Este capítulo tiene como objetivo la determinación del presupuesto global para la ejecución del Proyecto.

En realización de este presupuesto, se debe tener en cuenta los siguientes aspectos:

4.1.1 Estructura de la inversión

Al no disponerse de recursos propios y por la magnitud de capital que exige el proyecto, esta inversión estará sujeta a un financiamiento por alguna entidad bancaria.

4.1.2 Estimación de Costos

Para llevar a cabo esta evaluación, hay que considerar el capital total de inversión, los costos de producción y los ingresos por ventas, y con los resultados obtenidos se podrá saber si la hipotética implantación de esta planta sería viable o por el contrario, esta inversión no sería recomendable.

4.1.2.1 Capital total de inversión, CTI

La inversión inicial hace referencia al capital desembolsado antes de que empiece las actividades de la planta.

Esta inversión consta de los costos de:

4.1.2.1.1 Capital Fijo de Implantación (CFI)

Es la parte del capital que se destina a la compra e instalación de equipos y materiales de la planta. El valor de esta inversión decrece con el tiempo debido al desgaste y envejecimiento de los equipos por lo que será necesaria una amortización para compensar estas pérdidas.

Los factores de costo presentados aquí se basan en un estudio cuidadoso de Bauman y sus asociados, además de datos e interpretaciones adicionales de otras fuentes más recientes, con aportaciones basadas en la experiencia industrial moderna, como se observa en la siguiente tabla.

Tabla IV-1. Factores de costos presentados por Báuman y asociados

Componentes	Rango de variación (%)	Valores medios (%)	Relación (%) del total
Capital fijo de implementación, CFI (a +b).			100
a) Costos directos.			70
Maquinaria y equipos como % de CFI, ME.	(15 - 40)	32,5	23
Instalación de equipos comprados como % de ME, IEC.	(6 - 14)	12,5	9
Instrumentación y control como % de ME, IC.	(2 - 8)	4,3	3
Instalación de tuberías y bombas como % de ME, ITB.	(3 - 20)	9,3	7
Instalaciones eléctricas como % de ME, IE.	(2 - 10)	5,8	4
Obras civiles como % de ME, OC.(incluyendo servicios),	(8 - 20)	11,5	8
Mejoras del terreno como % de ME, MT.	(2 - 5)	3,2	2
Instalaciones de servicios como % de ME, IDS. (Montadas).	(8 - 20)	18,3	13
Terreno como % de ME, T.	(1 - 2)	1,5	1
b) Costos indirectos.			30
Ingeniería y supervisión como % de ME, IS.	(4 - 21)	13	9
Expensas de construcción como % de ME, EC.	(4 - 16)	14,5	10
Honorarios del contratista como % de ME, HC.	(2 - 6)	3	2
Gastos de contingencias como % de ME, GC.	(8 - 20)	12,3	9

Fuente: Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus, "Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos"; Editorial Géminis S.R.L.; 1.978.

Se puede observar que los costos del Capital Fijo de Implementación están en función de los costos de maquinarias y equipos, por lo tanto, la primera parte del CFI que se ha de estimar es la de maquinarias y equipos.

Como en el presente proyecto no se diseñaron la totalidad de equipos y maquinarias, por lo que se desconocen las dimensiones y características principales de cada uno de estos para realizar su estimación, además que las licenciadoras de estas tecnologías solo brindan precios de acuerdo a capacidades requeridas cuando se hace una licitación del mismo en el mercado y el estudio del proyecto se encuentra en su tercera fase $\pm 5\%$ de exactitud.

Se recurrirá entonces a estimar estos costos a través de diversos estudios encontrados en la bibliografía en los que se puede apreciar los costos de las maquinarias y equipos en conjunto para este tipo de planta.

Debido a que estos costos fueron estimados para años anteriores y capacidades diferentes se deberán actualizar para el año actual.

Para llevar a cabo esta actualización de precios se usa el CEPCI, (Chemical Engineering Plant Cost Index) y para el ajuste de capacidad se hará uso de la economía de escala definida matemáticamente según la siguiente ecuación.

$$\left(\frac{\text{Costo 2}}{\text{costo 1}}\right) = \left(\frac{\text{Capacidad 2}}{\text{Capacidad 1}}\right)^m$$

Donde m es un exponente característico de cada tecnología conocido como el algoritmo de factor de capacidad.

Tabla IV-2. Factores de capacidad para unidades de proceso

Producto	Factor
Acrilonitrilo	0,6
Butadieno	0,68
Cloro	0,45
Etanol	0,73
Óxido de etileno	0,78
Ácido clorhídrico	0,68
Peróxido de hidrogeno	0,75
Metanol	0,6

Fuente: Fuente: Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus, "Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos"; Editorial Géminis S.R.L.; 1978.

Para un factor de 0,6 se estimaron el costo de maquinarias y equipos para una capacidad de 30.000 toneladas anuales para sus correspondientes años de estimación.

Tabla IV-3. Costo de maquinarias y equipos para el año de estimación

Año	m = 0,6				
	Capacidad 1 (ton/año).	Capacidad 2 (ton/año).	Costo, ME (€)	Costo, ME (\$)	Costo 2,ME (\$)
2010	45.000	30.000	18.831.048	13.431.560,63	10.531.051
2012	45.000		24.210.220	18.825.987,56	14.760.566
2009	45.000		24.514.435	17.535.361,23	13.748.647

Fuente: Elaboración propia.

Inicialmente estos precios se encontraban en Euros por lo que se tuvo que convertir a dólares con las respectivas divisas.

Para la actualización del precio de los equipos se usa la ecuación:

$$\text{Costo}_{2016} = \text{Costo}_{\text{año}} * \left(\frac{\text{CEPCI}_{2016}}{\text{CEPCI}_{\text{año}}} \right)$$

Tabla IV-4. Costo de inversión para el año actual

Año	Costo (\$)	CEPCI	CEPCI (2018)	Costo 2018 (\$)	Promedio (\$)
2010	10.531.051,1	550	630	12.062.840,38	14.871.949,73
2012	14.760.566	585		15.895.994,19	
2009	13.748.647	520		16.657.014,63	

Fuente: Elaboración propia.

Una vez conocido el costo de maquinarias y equipos ME, se procede a estimar el Capital Fijo de Implementación, según la Tabla IV-5.

Tabla IV-5. Capital fijo de implementación

Componentes	Costos (\$)
Capital fijo de implementación, CFI (a+b).	64.841.700,84
a) Costos directos.	45.256.487,04
Maquinaria y equipos como % de CFI, ME.	14.871.949,73
Instalación de equipos comprados como % de ME, IEC.	5.719.980,667
Instrumentación y control como % de ME, IC.	1.967.673,349
Instalación de tuberías y bombas como % de ME, ITB.	4.255.665,616
Instalaciones eléctricas como % de ME, IE.	2.654.071,029
Obras civiles como % de ME, OC.(incluyendo servicios),	5.262.382,214

Mejoras del terreno como % de ME, MT.	1.464.315,051
Instalaciones de servicios como % de ME, IDS. (Montadas).	8.374.051,696
Terreno como % de ME, T.	686.397,68
b) Costos indirectos.	19.585.213,8
Ingeniería y supervisión como % de ME, IS.	5.948.779,894
Expensas de construcción como % de ME, EC.	6.635.177,574
Honorarios del contratista como % de ME, HC.	1.372.795,36
Gastos de contingencias como % de ME, GC.	5.628.460,976

Fuente: Elaboración propia.

Así se estima que el Capital Fijo de Implementación para la planta de producción de Acrilonitrilo que contempla este proyecto es de 64.841.700,84 \$.

4.1.2.1.2 Capital de Trabajo (CT) y Puesta en Marcha (PM)

Estos se estiman como un porcentaje del CFI.

Tabla IV-6. Factores de costos presentados por Bauman y Asociados

Componentes	Rango de variación (%)	Valores medios (%)
Capital de puesta en marcha como % de CFI, PM.	(8 - 12)	10
Capital de Trabajo como % de FCI, CT.	(10 - 20)	15

Fuente: Fuente: Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus, "Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos"; Editorial Géminis S.R.L.; 1978.

Obteniéndose como resultado.

Tabla IV-7. Costo de puesta en marcha y capital de trabajo

Capital de puesta en marcha como % de CFI, PM.	6.484.170,084 \$
Capital de Trabajo como % de CFI, CT.	9.726.255,126 \$

Fuente: Elaboración propia.

Por lo tanto, el capital total de inversión es la suma de: CFI + PM + CT.

$$CTI = 81.052.126,05 \$$$

4.1.2.2 Costos de producción

Una vez calculada la inversión inicial de la planta, se estiman los costos de operación asociados a la producción de Acrilonitrilo.

Estos costos se dividen en:

4.1.2.2.1 Costos de fabricación, CF

Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus, basados en experimentaciones de industrias químicas reales presentan el siguiente rango de variación de los diferentes componentes de los costos de fabricación.

Tabla IV-8. Correlaciones para costos de fabricación

Componentes.	Rango de variación (%)
Costo de fabricación, CFC (a + b + c).	
a) Costos fijos, CF.	
Depreciación de equipos y maquinarias como % de CFI, DME.	10
Impuestos de Propiedad como % de CFI, IP.	(2 - 4)
Seguros como % de CFI.	(0,4 - 1)
b) Costos directos de producción, CDP.	
Materias Primas como % de CTP, MP.	(10 - 50)
Trabajo operativos como % de CTP, TO.	(10 - 20)
Supervisión Directa como % de TO, SD.	15
Servicios como % de CTP.	(10 - 20)
Mantenimiento y reparación como % de CFI, MR.	(5 - 9)
Suministros de operación como % de MR, SO.	15
Gastos de laboratorio como % de TO.	(10 - 20)
Patentes y derecho como % de CTP, PD.	(0 - 6)
c) Costos generales de producción como % de (TO, SD, MR), CGP.	(50 - 70)

Fuente: Fuente: Fuente: Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus, "Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos"; Editorial Géminis S.R.L.; 1978.

Se puede observar que varios elementos hacen referencia al costo total de producción CTP, y al no contarse con este valor se procederá a estimar el mismo a partir del costo de las materias, componente que puede ser estimado directamente del balance de materia.

Los costos del Propileno y el Amoniaco fueron estimados a partir del precio internacional (Fig. 1-7,1-8), mientras que los demás componentes fueron tomados y actualizados mediante el índice de costos de los estudios abordados.

Tabla IV-9. Costos de materias primas

Año	Materias Primas	2010			2018			
		€/Ton	\$/Ton	CEP CI	CEP CI	\$/Ton	Cantidad ton/año	Costo \$/año
2018	Propileno	-----	-----	-----	630	1.500	32.801	49.202.985
2018	Amoniaco	-----	-----	-----		450	16.402	7.381.237,5
2019	Ácido Sulfúrico	-----	-----	-----		360	9.484	3.414.240,0
2010	Catalizador	71.958	51.325	550		58.791	15,09	887.161,9

Fuente: Elaboración propia.

Por tanto, el coste anual de las materias primas es de 60.885.624,4\$.

Hay que considerar que el catalizador se compra cada 5 años, debido a que se está cargando el monto de este en los costos del primer año de producción, en los años posteriores se tendrá un remanente de dinero para compra de catalizador que será utilizado para reponer perdidas del mismo.

En los estudios abordados se ha demostrado que el coste de materia prima para el presente proyecto se encuentra alrededor del 50 – 70 % del costo total de producción.

Según la tabla de Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus en el caso más crítico se asumirá que este coste representa el 60 % del coste total de producción.

Con esto el costo el costo total de producción es de 101.476.040,7 \$.

4.1.2.2.2 Costos generales, CG.

Tabla IV-10. Costos generales

Componentes.	Rango de variación (%)
Gastos generales, CG.	
Costos de administración como % de TO, CA.	(20 - 30)
Costos de distribución y marketing como % de CTP, DM.	(2 - 20)
Investigación y desarrollo como % de CTP, ID.	2

Fuente: Fuente: Fuente: Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus, "Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos"; Editorial Géminis S.R.L.; 1978.

Conocido el costo total de producción estimado donde el 60% representa a las materias primas, es dato estimado suficiente para estimar todos los demás componentes de las tablas IV-8 y IV-10.

Con lo que se volvió a recalcular el costo total de producción como la suma de los costos de producción y gastos generales dando como resultado un costo de 105.849.313,6 \$.

Observándose una diferencia entre costo inicial y final calculado, dando lugar a un procedimiento iterativo tomando como variable el porcentaje de la materia sobre el costo total de producción, quedando está definido como un 58,2 % del costo total de producción como se resume en la siguiente tabla.

Tabla IV-11. Costo total de producción

Componentes.	Costos (\$)	Valores medios (%)	Relación (%) del total
1 Costo de fabricación, CF (a+ b+ c).	99.921.752,04		94,4
a) Costos fijos, CF.	8.040.370,90		7,2
Depreciación de equipos y maquinarias como % de CFI, DME.	6.484.170,08	10	5,8
Impuestos de Propiedad como % de CFI, IP.	1.296.834,01	2	1,1
Seguros como % de CFI, S.	259.366,80	0,4	0,2
b) Costos directos de producción, CDP.	88.766.603,15		84,2
Materias Primas como % de CTP, MP.	60.885.624,39	58,2	58,2
Trabajo operativos como % de CTP, TO.	8.467.945,08	8	8
Supervisión Directa como % de TO, SD.	1.270.191,76	15	1,2
Servicios como % de CTP, S.	8.467.945,08	8	8
Mantenimiento y reparación como % de CFI, MR.	5.835.753,07	9	5,24
Suministros de operación como % de MR, SO.	875.362,96	15	0,7
Gastos de laboratorio como % de TO.	846.794,50	10	0,8
Patentes y derecho como % de CTP, PD.	2.116.986,27	2	2
c) Costos generales de producción como % de (TO, SD, MR), CGP.	3.114.777,98	20	2,8

2 Gastos generales, CG.	5.927.561,56		5,6
Costos de administración como % de TO, CA.	1.693.589,01	20	1,6
Costos de distribución y marketing como % de CTP, DM.	2.116.986,27	2	2
Investigación y desarrollo como % de CTP, ID.	2.116.986,27	2	2
Costo total de producción, CTP (1+2).Supuesto	105.849.314		100
Costo total de producción, CTP (1+2).Calculado	105.849.314		100

Fuente: Elaboración propia.

4.1.3 Costo unitario del Acrilonitrilo

La capacidad de la planta es de 30.000 toneladas al año de Acrilonitrilo.

Teniendo el costo total de producción basta de una simple división para determinar el costo unitario de producción.

$$\text{Costo unitario} \left(\frac{\$}{\text{ton}} \right) = \frac{105.849.313,6 \$}{30.000 \text{ ton}} = 3.528,3 \left(\frac{\$}{\text{ton}} \right)$$

4.2 Financiamiento

Este punto es el de vital importancia, de él depende físicamente si se construye o no la planta, el analizar de este capital ya sea o propio o prestado es imprescindible para poner en marcha el proyecto.

4.2.1 Necesidad del capital

Como se mencionó anteriormente, no se disponen de recursos propios para financiar el proyecto, de aquí la necesidad de buscar alguna entidad bancaria que preste sus servicios para estos tipos de proyectos, debido a que se está hablando de una gran cantidad de dinero de alrededor de 81 millones de dólares, correspondientes al capital total de inversión.

4.2.2 Fuentes de financiamiento

Existen en el país, diferentes entidades financieras que prestan sus servicios para diferentes tipos de proyectos, con lo cual se accedió a la página oficial del banco central de Bolivia para obtener información de estas como se presenta a continuación.

Tabla IV-12. Información sobre el interés que se paga por un préstamo

ENTIDADES	MONEDA NACIONAL (Bs)				
	Empresarial	PYME	Micro-crédito	Consumo	Vivienda
BANCOS MÚLTIPLES					
NACIONAL DE BOLIVIA	5,82	6,62	15,29	11,85	6,80
MERCANTIL SANTA CRUZ	6,14	6,67	13,88	15,56	7,42
CRÉDITO DE BOLIVIA	4,05	6,38	15,51	16,79	8,29
BISA	5,84	6,50	11,03	13,71	6,36
UNIÓN	4,92	6,61	14,34	16,88	6,70
ECONÓMICO		5,99	12,94	17,53	7,11
GANADERO		7,19	22,14	20,74	7,51
NACIÓN ARGENTINA					
DO BRASIL					
FASSIL		6,98	13,45	23,50	9,86
SOLIDARIO			15,48	26,05	19,16
FIE		7,22	15,55	24,35	14,77
FORTALEZA		7,19	14,39	8,30	
PRODEM			18,13	27,46	10,35
DE LA COMUNIDAD		7,15	14,48		
ECO FUTURO			14,20	27,19	15,84
LOS ANDES		7,85	13,10	12,78	
LA PRIMERA		6,54			5,53
PROMOTORA					6,70
PROGRESO			12,15		12,15
LA PLATA					
POTOSÍ					
PAITITÍ					
PANDO					
JESÚS NAZARENO			15,71	19,68	
SAN MARTÍN			17,68	22,24	
FÁTIMA					

LA MERCED			27,95	20,97	
SAN PEDRO					
LOYOLA			12,13		
CAT. TARIJA			11,78	16,95	
SAN ANTONIO			14,31	16,28	
PIO X					
INCAHUASSI				16,35	
QUILLACOLLO			14,28	20,35	
S.J. PUNATA			12,35		15,25
TRINIDAD			26,82	28,70	
COMARAPA			12,07	9,73	
SAN ROQUE			17,98	18,97	
SAN MATEO			15,80	34,23	
CHOROLQUE			16,08	17,92	
M. F. GAINZA				26,17	
MADRE Y MAESTRA			12,01	18,97	
E. G. CHACO			12,68	26,37	
CAT. POTOSÍ				12,68	
ASUNCIÓN				16,82	11,02
S. J. BERMEJO				21,83	
MAG. RURAL				20,40	
SAN JOAQUIN			14,00		
S.C BORROMEIO			13,75		
CACEF			12,01	14,30	
PROGRESO				17,71	
IFD CIDRE			25,00		28,53
IFD CRECER			34,93	26,82	18,15
IFD DIACONIA			29,30	23,79	22,11
IFD FONDECO			38,47		
IFD FUBODE			33,15		
IFD IDEPRO			19,39		
IFD IMPRO			25,83		

Fuente: Reportes de las Entidades Financieras /. Elaboración: Gerencia de Entidades Financieras - BCB

Tratándose este proyecto del tipo empresarial, en la tabla sólo se observa que hay 5 entidades financieras, pertenecientes al rubro.

Asumiendo en el más severo de los casos, se asumirá la que tenga el mayor interés de una de éstas como entidad financiadora del proyecto, siendo ésta la de la Mercantil Santa Cruz con un interés anual del 6,14 %.

4.2.3 Amortizaciones

Es la cantidad correspondiente a la devolución de una parte del capital, es decir del saldo adeudado.

Existen dos formas de pago:

4.2.3.1 Forma de pago constante

Consiste en devolver la misma cantidad de monto del saldo adeudado durante el tiempo de préstamo, (amortizaciones más intereses).

4.2.3.2 Forma de pago variable

Esta es la forma más conveniente y adecuada para el proyecto, ya que la suma de los préstamos más el interés al final es menor que la forma de pago constante.

A partir del año que empieza la producción el capital se amortiza de en forma constante y el cálculo de los intereses se efectúa sobre los saldos del capital como se observa en las siguientes tablas.

Tabla IV-13. Características financieras del préstamo

DATOS DE ENTRADA		
Nº	Componentes	Valores
1	Inversión	81.052.126
2	Años plazo.	25
3	Amortización	3.242.085
4	Interés	6,14 %

Fuente: Elaboración propia.

Tabla IV-14. Plan de pagos

Año	Saldo (\$).	Interés, I (\$).	Amortización, A (\$).	Total, (I+A) (\$).
0	81.052.126,1	4.976.600,5	0	4.976.600,54
1	81.052.126,1	4.976.600,5	3.242.085,04	8.218.685,58
2	77.810.041,0	4.777.536,5	3.242.085,04	8.019.621,56
3	74.567.956,0	4.578.472,5	3.242.085,04	7.820.557,54
4	71.325.870,9	4.379.408,5	3.242.085,04	7.621.493,52
5	68.083.785,9	4.180.344,5	3.242.085,04	7.422.429,5
6	64.841.700,8	3.981.280,4	3.242.085,04	7.223.365,47
7	61.599.615,8	3.782.216,4	3.242.085,04	7.024.301,45
8	58.357.530,8	3.583.152,4	3.242.085,04	6.825.237,43
9	55.115.445,7	3.384.088,4	3.242.085,04	6.626.173,41
10	51.873.360,7	3.185.024,3	3.242.085,04	6.427.109,39
11	48.631.275,6	2.985.960,3	3.242.085,04	6.228.045,37
12	45.389.190,6	2.786.896,3	3.242.085,04	6.028.981,34
13	42.147.105,5	2.587.832,3	3.242.085,04	5.829.917,32
14	38.905.020,5	2.388.768,3	3.242.085,04	5.630.853,3
15	35.662.935,5	2.189.704,2	3.242.085,04	5.431.789,28
16	32.420.850,4	1.990.640,2	3.242.085,04	5.232.725,26
17	29.178.765,4	1.791.576,2	3.242.085,04	5.033.661,24
18	25.936.680,3	1.592.512,2	3.242.085,04	4.834.597,21
19	22.694.595,3	1.393.448,2	3.242.085,04	4.635.533,19
20	19.452.510,3	1.194.384,1	3.242.085,04	4.436.469,17
21	16.210.425,2	995.320,1	3.242.085,04	4.237.405,15
22	12.968.340,2	796.256,1	3.242.085,04	4.038.341,13
23	9.726.255,1	597.192,1	3.242.085,04	3.839.277,11
24	6.484.170,1	398.128,0	3.242.085,04	3.640.213,09
25	3.242.085,0	199.064,0	3.242.085,04	3.441.149,06
Total (\$)		69.672.407,6	81.052.126,1	150.724.534

Fuente: Elaboración propia.

En el año 0 el saldo del capital es la inversión inicial; el año 1 se mantiene el mismo saldo porque no hay amortización de capital, por existir el año anterior (año 0) periodo de gracia donde solo se consigna intereses, ya que en esta etapa año 0 no existe producción, además que en este periodo se da el montaje de la planta, compra de equipos, etc.

CAPÍTULO V
EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL
PROYECTO

5 Evaluación económica del proyecto

5.1 Estimación de ingresos

La planta está diseñada para producir Acrilonitrilo, pero además de éste, se obtiene una serie de subproductos, que tras un proceso de purificación estos compuestos son aptos para su venta.

Teniendo una recuperación del 85 % de subproductos generados en el reactor y Quench.

Además el acetonitrilo que se produce no es puro por lo que para calcular su beneficio se hace una aproximación de que el acetonitrilo se vende a un 10 % del precio del producto puro.

Tabla V-1. Precios de venta de los subproductos

Año	2012			2019			
	€/Ton	\$/Ton	CEPC I	CEPC I	\$/Ton	Cantidad (ton/año)	Costo(\$/año)
HCN	2.080	1.617.4	585	630	1.741	3.658	6.371.633
Acetonitrilo	226	175.7			189.3	1.190	225.215,9
Sulfato de Amonio	230	178.8			192.6	10.540	2.030.075

Fuente: Elaboración propia.

Dando como total 8.626.924,273 \$ de ingresos anual por ventas de subproductos.

El precio internacional del Acrilonitrilo según la figura 1-9 se encuentra a 2.650 \$/ton, los ingresos por este serán de 79.500.000 \$ dando un total de ingresos de 88.126.927 \$.

Se puede observar en la **sección 4.1.3** que el costo de producción de encuentra por encima del costo internacional de venta de Acrilonitrilo (3.528 \$/Ton), lo cual de entrada hace inviable al proyecto, por lo que se hace innecesario determinar los beneficios, puntos de equilibrio, evaluadores económicos en el caso de la TIR (indeterminado) y el VAN (-295.867.840,1 \$).

Donde los flujos de fondos netos en ninguno de los años de operación son positivos.

El costo unitario del Acrilonitrilo puede ser, reducido diseñando una planta de mayor capacidad, por el hecho de que los costos de equipos y maquinarias comprados a escalas son menores, una reducción en el costo de materias primas “factor más influyente en los costos de producción”, por la compra a gran escala y por las políticas de incentivo del país a la industrialización” liberación de impuestos sobre utilidades por 8 años computables a partir del inicio de operaciones), además que el BCB “Banco Central de Bolivia “para las empresas estatales del país realiza préstamos de hasta un 2 % de interés anual como máximo, con 3 a 5 años de gracia.

5.2 Subvención de materia prima

Teniendo en cuentas algunas de estas consideraciones, se especificarán de manera favorable cada una de ellas en la siguiente tabla:

Tabla V-2. Beneficios e incentivos para la industrialización

Reducción de costos (materias primas)	Liberación de impuestos (años)	Interés del préstamo (%)	Años de gracia
10%	8	2	3
20%			
30%			
40%			
50%			

Fuente: Elaboración propia.

Se seguirá el mismo procedimiento de la **sección 4.1.2.2**, asumiendo cada uno de los valores expuestos, desde un 10 % hasta un 50 % de subvención de costos de las materias primas quedando el proyecto evaluado de la siguiente manera.

Tabla V-3. Variación del costo Unitario

Reducción de costos (materias primas)	Liberación de impuestos (Años)	Interés del préstamo (%)	Años de gracia	TIR	VAN \$)	Costo unitario (S/Ton)
10%	8	2	3	-	-201.975.768,0	3.268,12
20%				-10,94	-72.443.253,5	3.008,42
30%				7,27%	57.089.261,0	2.748,48
40%				16,54%	186.621.775,5	2.488,54
50%				24,51%	316.154.290,0	2.228,59

Fuente: Elaboración propia.

Para el caso más favorable de mínima subvención (30%), donde el proyecto es rentable, se muestra a continuación, los costos totales de producción.

Tabla V-4. Costo total de producción

Componentes.	Costos (\$)	Valores medios (%)	Relación (%) del total
1 Costo de fabricación, CF (a+ b+ c).	77.837.061		94,4
a) Costos fijos, CF.	8.040.370,9		9,7
Depreciación de equipos y maquinarias como % de CFI, DME.	6.484.170	10	7,8
Impuestos de Propiedad como % de CFI, IP.	1.296.834	2	1,57
Seguros como % de CFI, S.	259.366,8	0.4	0,3
b) Costos directos de producción, CDP.	67.112.376,4		81,3
Materias Primas como % de CTP, MP.	43.910.357,6	53,2	53,2
Trabajo operativos como % de CTP, TO.	6.596.361,1	8	8
Supervisión Directa como % de TO, SD.	989.454,16	15	1,2
Servicios como % de CTP, S.	6.596.361,1	8	8
Mantenimiento y reparación como % de CFI, MR.	5.835.753	9	7,07
Suministros de operación como % de MR, SO.	875.362,96	15	1,0
Gastos de laboratorio como % de TO.	659.636,11	10	0,8
Patentes y derecho como % de CTP, PD.	1.649.090	2	2
c) Costos generales de producción como % de (TO, SD, MR), CGP.	2.684.313.6	20	3,25

2 Gastos generales, CG.	4.617.452,772		5,6
Costos de administración como % de TO, CA.	1.319.272,22	20	1,6
Costos de distribución y marketing como % de CTP, DM.	1.649.090,276	2	2
Investigación y desarrollo como % de CTP, ID.	1.649.090,276	2	2
Costo total de producción, CTP (1+2).Supuesto	82.454.513,8		100
Costo total de producción, CTP (1+2).Calculado	82.454.513,8		100

Fuente: Elaboración Propia.

5.3 Determinación de utilidades

Las utilidades se las determina en un estado de pérdidas y ganancias resultado de la diferencia de entre ventas y costos totales.

Llegando está a: 5.672.410,496 \$.

Esta vendría a ser la utilidad bruta.

Posteriormente se deducen los impuestos establecidos por ley como el IT.IVA, y otros.

La diferencia entre la utilidad bruta y los impuestos, da la utilidad neta.

$$\text{IVA} + \text{IT} = 16 \%$$

$$\text{Utilidad neta} = 4.764.824,817 \$$$

5.4 Punto de equilibrio

Llamado también umbral de rentabilidad, se da cuando el valor de los ingresos por ventas e igual al valor de los costos de producción.

Nos permite determinar el punto mínimo de producción para que el proyecto no tenga perdidas al 100 % de su producción.

$$PE_m = \frac{\text{Costos fijos}}{1 - \frac{\text{Costos directos de producción} + \text{costos y gastos generales}}{\text{Ventas totales}}}$$

$$PE_m = 43.213.334,73 \$$$

Y en volumen físico:

$$PE_F = \frac{PE_m}{\text{Precio de venta}}$$

$$PE_F = \frac{43.213.334,73 \$}{2.650 \frac{\$}{\text{ton}}} = 16.306,91 \text{ ton}$$

Es decir que para obtener utilidades de tendrá que producir o vender por encima de las 16.306 toneladas de Acrilonitrilo al año.

5.5 Fuentes y usos de fondos

En las fuentes se establece ingreso de dinero percibido por el proyecto como ser en este caso los préstamos, Utilidad neta y depreciación. En los usos son gastos realizados en diferentes actividades relacionadas con el proyecto desde la instalación hasta su liquidez, como ser los usos del préstamo financiero, y las amortizaciones del mismo más sus intereses ya que estos no fueron incluidos en los costos totales de producción. Resultado de esta diferencia de fuentes y usos se obtiene el flujo neto actual el cual indica si la planta tiene liquidez o presenta iliquidez es decir si tendrá o no dinero en efectivo para hacer frente a las situaciones financieras.

Una vez calculado el flujo actual de neto que percibe el proyecto en los años de operación, tal como se observa en la siguiente tabla.

Tabla V-5. Flujo de fondos

DATOS DE ENTRADA														
Nº	Componentes		Valores											
13	Años de producción.		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
14	Factor de Producción.		-	0,6	0,7	0,8	0,9	1	1	1	1	1	1	1
15	Producción, (ton/año).		-	18000	21000	24000	27000	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30000
DATOS DE ENTRADA (\$)														
Nº	Componentes		Flujos											
15	Ingresos por ventas			52876155	61688847	70501539	79314232	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924
	Acrilonitrilo			47700000	55650000	63600000	71550000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000
	Sub Productos			5176155	6038847	6901539	7764232	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924
16	Costos de Producción.			49472708	57718160	65963611	74209062	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514
17	Utilidad bruta, (15-16).			3403446	3970687	4537928	5105169	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410
18	Impuestos			0	0	0	0	0	0	0	0	907586	907586	907586
	IVA+IT	16%										907586	907586	907586
	IU													
21	Fuentes.			9887616	10454857	11022098	11589340	12156581	12156581	12156581	12156581	11248995	11248995	11248995
	Utilidad neta, (17-18)			3403446	3970687	4537928	5105169	5672410	5672410	5672410	5672410	4764825	4764825	4764825
	Depreciación			6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170
22	Usos.			1621043	1621043	1621043	5305230	5231546	5157863	5084179	5010495	4936811	4863128	4789444
	Costo financiero, (amortización +interés).			1621043	1621043	1621043	5305230	5231546	5157863	5084179	5010495	4936811	4863128	4789444
23	Flujo de Fondos Neto, (21-22).		-82673169	8266574	8833815	9401056	6284109	6925034	6998718	7072402	7146086	6312184	6385867	6459551

DATOS DE ENTRADA															
Nº	Componentes	Valores													
13	Años de producción.	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
14	Factor de Producción.	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
15	Producción, (ton/año).	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30000	30000
DATOS DE ENTRADA															
Nº	Componentes	Flujos													
15	Ingresos por ventas	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924	88126924
	Acrilonitrilo	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000	79500000
	Sub Productos	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924	8626924
16	Costos de Producción.	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514	82454514
17	Utilidad bruta, (15-16).	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410	5672410
18	Impuestos	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586
	IVA+IT	16%	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586	907586
	IU														
21	Fuentes.	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995	11248995
	Utilidad neta, (17-18)	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825	4764825
	depreciación	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170	6484170
22	Usos.	4715760	4642076	4568393	4494709	4421025	4347341	4273658	4199974	4126290	4052606	3978923	3905239	3831555	3757871
	Costo financiero, (amortización +interés).	4715760	4642076	4568393	4494709	4421025	4347341	4273658	4199974	4126290	4052606	3978923	3905239	3831555	3757871
23	Flujo de Fondos Neto, (21-22).	6533235	6606919	6680602	6754286	6827970	6901654	6975337	7049021	7122705	7196389	7270072	7343756	7417440	7491124

Fuente: Elaboración propia.

Con lo cual ya se puede obtener los indicadores financieros.

Tabla V-6. Indicadores financieros

EVALUADORES FINANCIEROS	
Componentes	Valores
Tasa de interés	0,02
VAN	57.089.261 \$
TIR	7.27 %

Fuente: Elaboración Propia.

5.6 Tiempo de retorno de la inversión

Se la obtiene a partir del flujo acumulado de los flujos netos anuales.

$$T_R = \frac{\text{Inversion total}}{\text{Flujo neto promedio anual}}$$

$$\text{Flujo neto promedio anual} = \frac{\text{Total flujo neto}}{\text{Años de operacion}}$$

$$\text{Flujo neto promedio anual} = \frac{178.255.904,8 \$}{25} = 7.130.236,94 \frac{\$}{\text{años}}$$

$$T_R = \frac{\text{Inversion total}}{\text{Flujo neto promedio anual}} = \frac{81.052.126,05 \$}{6.089.508,243} = 12 \text{ años}$$

5.7 Análisis de sensibilidad

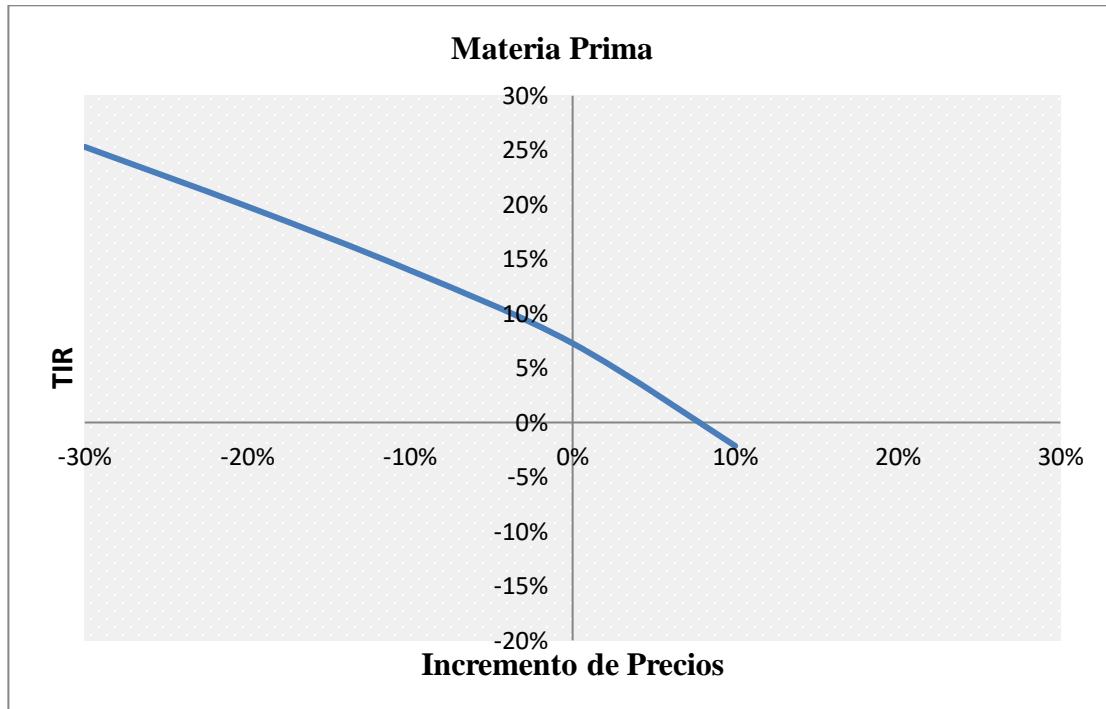
Este análisis nos permitirá determinar hasta qué punto un proyecto puede afrontar modificaciones en algunas de sus variables más relevantes.

Para tal caso se designara como variables relevantes a:

5.7.1 Alza de precio de la materia prima

En la siguiente figura se visualizara hasta qué punto el proyecto puede amortiguar los incrementos de precios de la materia prima, respecto a la subvención asignada.

Figura 5-1. Análisis de sensibilidad de la materia prima



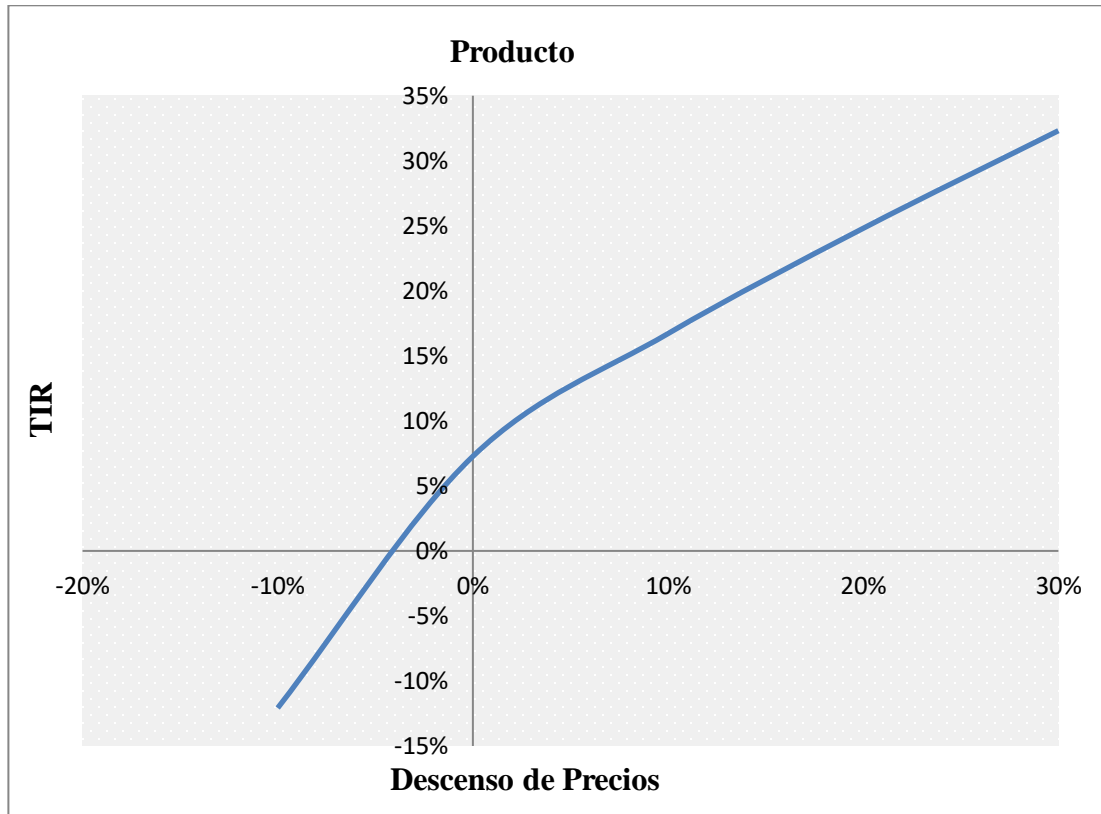
Fuente: Elaboración Propia.

El proyecto podrá soportar como máximo un 5 % en el alza de precio de materia prima, por encima de este la Tasa Interna de Retorno es menor al interés de préstamo por el financiamiento.

5.7.2 Descenso de precio del producto terminado

El precio de los productos petroquímicos está sujeto generalmente a los precios internacionales fijados por las industrias líderes en el proceso.

No dejando de lado la posibilidad de una reducción del precio de venta del Acrilonitrilo se analizará hasta qué punto el proyecto es capaz de amortiguar dicha varianza.

Figura 5-2. Análisis de sensibilidad del producto terminado

Fuente: Elaboración propia.

El proyecto podrá soportar como máximo un 3 % en el descenso de precio del Acrilonitrilo, por debajo de éste la Tasa Interna de Retorno es menor al interés de préstamo por el financiamiento.

CAPÍTULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6 Conclusiones y recomendaciones

6.1 Conclusiones

La tendencia hacia un mundo globalizado, con el avance tecnológico actual, la industrialización y modernización de los países subdesarrollados; donde por la necesidad y subsistencia natural que nos caracteriza buscamos siempre estar actualizados, en busca de nuevos conocimientos, buscando la mejor manera de desenvolvemos y sobresalir antes los demás, teniendo siempre en claro que la competitividad y el desarrollo es esencial para la subsistencia de una nación como del propio ser humano.

Se describió de manera general la importancia del uso de este producto “Acrilnitrilo” en el mercado, de los beneficios que aporta a la sociedad y por qué es esencial aplicarlo al plan de desarrollo nacional.

Se cuantificó la disponibilidad de materias primas, tales como el propileno y amoniaco que será aportado por las plantas de propileno-polipropileno y por las plantas de urea y amoniaco, observándose disponibilidad de materia prima vacante, para poder ser transformada.

También se realizó un análisis de mercado, basándose en estudios de fuente como UN CONTRADE e ICIS, los cuales de manera satisfactoria aportaron los datos necesarios para hacer la estimación de la capacidad de mercado potencial “3000 Ton/año”, que abarco el proyecto.

Paralelamente se desarrolló el estudio de geo localización del proyecto donde la mejor alternativa resulto ser en la zona petroquímica de la provincia Gran Chaco-Bolivia, presentando estas un alto porcentaje de aceptación respecto a las demás zonas estudiadas; usando los estudios de la empresa italiana Tecnimont. La cual tuvo algunas diferencias con el estado y la estatal petrolera dando lugar a que no fuera adjudicada a la realización de las plantas petroquímicas.

Actualmente una nueva licitación está en fase de adjudicación a las empresas

competentes para la realización del proyecto petroquímico propileno-polipropileno.

La selección del proceso industrial, no fue una amplia tarea debido a que actualmente las patentes de este proceso en su mayoría utilizan este proceso por lo cual se definió directamente la selección de este proceso Sohio.

Llegando se al final a una demandad de 30.000 toneladas anuales de producción con lo cual a través del simulador ASPEN HYSYS se procedió a determinar y definir cada una de las corrientes de acuerdo al proceso y las condiciones de operación definiéndose a partir de ahí un balance general del proceso.

ASPEN HYSYS es un simulador de proceso y una gran herramienta para el diseño de equipos, este proporcionó los datos necesarios para el diseño del equipo principal “Reactor” del proceso.

Donde a partir de modelos ya existentes con un respaldo teórico bien fundamentado se realizaron los debidos diseños, para luego poder estimar de manera acertada con indicadores internacionales, para la compra y adquisición de equipos en plantas petroquímicas.

Se encaró la parte económica y financiera del proyecto, donde para este punto se realizó en su mayoría de las estimaciones en base al modelo de un estudio cuidadoso de Bauman y sus asociados, estimándose de manera estándar todos los costos totales de producción y los capitales necesarios para la operación dela planta de producción de Acrilonitrilo.

Después de una evaluación y balance económico, el proyecto resulto ser no factible; los costosos precios de las materias primas, para una planta pequeña, condicionan la realización de estos tipos de proyectos.

Un análisis de sensibilidad determinó que una subvención del 30 % en el costo de materias primas el proyecto es rentable “TIR 7,3 %”, apoyándose también en las leyes de incentivo del gobierno para estos tipos de proyectos.

6.2 Recomendaciones

La recomendación del presente proyecto se enfoca más que todo en la viabilidad del proyecto enmarcándose que si se adecuara una planta subsecuente ya de productos finales del Acrilonitrilo, como las resinas SAN o ABS, que son las de mayor uso, quizás se tenga una mayor factibilidad en conjunto disminuyendo la dependencia de la subvención y poder competir libremente en el mercado internacional.

Realizar un análisis detallado del costo de materias primas, una vez implementadas las plantas de propileno-polipropileno.

Realizar el estudio de mercado, en función de los productos ya acabados del Acrilonitrilo, puede incrementar la capacidad de diseño de esta planta.

Vender los excedentes energéticos, a las plantas que se instalaran, proporcionara utilidades para el proyecto.

Los proyectos de estas características, son sistemáticos; realizados en diferentes etapas, para el caso se trata de un estudio de pre-inversión “Pre factibilidad”, quedando aún, por realizar el estudio de Factibilidad “Ingeniería Básica”, la Ingeniería a detalle, las inversiones y operaciones.

En estos casos el estudio requiere de muchos más recurso, para poder ser concebido a profundidad, quedando sujeto a modificaciones y ajustes, según sea el caso que lo requiera.