

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA
Y MANUFACTURERA



PROYECTO DE INSTALACION DE UNA PLANTA DE ESPUMA SEMI RIGIDA (FLEXIBLE) DE POLIURETANO

Para optar el título Profesional de:

INGENIERO QUIMICO

**BENAVENTE RODRIGUEZ, María del Pilar
RODRIGUEZ FLORES, José Alberto**

**LIMA - PERU
1997**

PROYECTO DE INSTALACION DE UNA PLANTA
DE ESPUMA SEMI RIGIDA (FLEXIBLE) DE POLIURETANO

Resumen

Recomendaciones

Conclusiones

	Pag.
CAP. I.- ANTECEDENTES GENERALES	14
1.1 -- Introducción	14
1.2 -- Objetivo	15
1.3 -- La industria de poliuretanos en el Perú	15
CAP. II.- ESTUDIO DE MERCADO	17
2.1 -- Area de influencia	17
2.2 -- Demanda de la espuma flexible de PUR	18
2.2.1 -- Demanda histórica	18
2.2.2 -- Demanda potencial	20
2.3 -- Oferta de la espuma flexible de PUR	25
2.3.1 -- Producción nacional	26
2.4 -- Comercialización del producto	27
CAP. III.- LA MATERIA PRIMA Y EL PRODUCTO	29

3.1 .-	Descripción de la materia prima	29
3.2 .-	El producto : características, usos.	40
CAP. IV.-	TAMAÑO DE PLANTA	44
4.1 .-	Estimación del tamaño de planta según el tamaño del mercado.	44
4.2 .-	Estimación del tamaño de planta de acuerdo a la tecnología.	47
4.3 .-	Estimación del tamaño de planta de acuerdo al movimiento de insumos.	48
CAP. V.-	INGENIERIA DEL PROCESO	50
5.1 .-	Reacciones de polimerización	50
5.2 .-	Influencia de diversos factores so- bre las propiedades físicas de la espuma	55
5.2.1 .-	Efecto del índice de isocia- nato ó índice de TDI	55
5.2.2 .-	Efecto del índice de expan- sión	58
5.2.3 .-	Efecto de los catalizadores	60
5.2.4 .-	Efecto de la temperatura	61
5.3 .-	Sistemas de producción de espumas flexibles de PUR.	62
5.3.1 .-	Sistema de una sola etapa	63

5.3.2	.- Sistema de dos componentes	63
5.3.3	.- Sistema de cuasi-prepolímero	65
5.4	.- Elección y descripción del proceso de producción seleccionado.	65
5.4.1	.- Elección	65
5.4.2	.- Descripción	68
5.5	.- Diseño de planta para el proceso seleccionado	71
5.5.1	.- Balance de masa	71
5.5.2	.- Diseño de intercambiadores de calor	80
5.5.2.1	.- Intercambiador de Calor de TDI	80
5.5.2.2	.- Intercambiador de Calor de poliols	84
5.5.3	.- Especificaciones de los recipientes de proceso	85
5.5.4	.- Diseño de tuberías	94
5.5.5	.- Selección de bombas	97
5.5.6	.- Tanque mezclador - reactor	113
5.5.7	.- Equipos complementarios	117
5.5.7.1	.- Túnel de espumación y accesorios	119
5.5.7.2	.- Máquinas cortadoras	120

5.5.7.3	.- Equipo de refrigeración	121
5.5.7.4	.- Bombas de recirculación del agua de enfriamiento	125
CAP. VI	.- LOCALIZACION DE PLANTA	127
6.1	.- Según ubicación de mercados actuales y potenciales	127
6.2	.- Según abastecimiento de materia prima	128
6.3	.- Según la disponibilidad de mano de obra	129
6.4	.- Según la infraestructura de apoyo	129
6.5	.- Según disponibilidad de infraestructura urbana	130
6.6	.- Según los efectos del medio ambiente	130
CAP. VII	.- ESTIMACION DE LA INVERSION TOTAL	134
7.1	.- Estimación de la inversión fija	134
7.2	.- Estimación del capital de trabajo	137
7.3	.- Inversión total requerida	137
CAP. VIII	.- COSTOS E INGRESOS	138
8.1	.- Costos de producción	138
8.1.1	.- Costos directos	138

8.1.2 .-	Costos indirectos	139
8.1.3 .-	Gastos generales	140
8.1.4 .-	Costo de producción total	141
8.2 .-	Costo unitario del producto	142
8.3 .-	Ingresos por concepto de ventas	142
CAP. IX.-	ESTADOS FINANCIEROS	145
9.1 .-	Estado de ganancias y pérdidas	145
9.2 .-	Flujo de caja proyectado	146
CAP. X .-	EVALUACION ECONOMICA	147
10.1 .-	Valor presente neto (VPN)	147
10.2 .-	Tasa interna de retorno (TIR)	148
10.3 .-	Período de recuperación y valor presente neto acumulado.	149
Apéndices		152
Bibliografía		187

RESUMEN

El presente proyecto está basado en la producción de espuma flexible de Poliuretano para diversas aplicaciones, introduciendo un nuevo sistema de producción para la obtención de una mejor calidad de espuma.

En nuestro país, la mayor parte de las industrias dedicadas a este rubro de producción presentan métodos no muy técnicos; es así que, observando ésta situación se tomó la determinación de elaborar el presente trabajo.

El trabajo se inicia con una breve exposición de la industria actual de los Poliuretanos en nuestro país. Luego se realiza un estudio de mercado en el cual se determina el área de influencia, donde se delimita el área geográfica en que ha de comercializarse la espuma; se efectúa este estudio desde el punto de vista local (Lima), así como a nivel nacional, encontrándose como zonas de consumo potencial la costa peruana tanto norte y sur, y la zona de serranía.

Dentro del estudio de mercado se analiza la demanda histórica de la última década y se hace un pronóstico de

la demanda para los próximos cinco años; se indica la oferta actual a nivel nacional y las formas de comercialización del producto.

A continuación se describen las materias primas (características, función en el espumado, etc.), así como las características y usos del producto; ésto con la finalidad de ofrecer una mayor visión con respecto al objetivo del proyecto.

En lo concerniente al tamaño de planta, se especifica la capacidad máxima de producción, teniendo en cuenta tres factores principales: tamaño del mercado, tecnología y el movimiento de insumos.

Con respecto a la ingeniería del proceso, se detallan las reacciones de polimerización (sólo las principales, la de gelificación y la de expansión). Luego, se realiza un breve análisis de la influencia de los diversos factores sobre las propiedades físicas de la espuma; éste análisis se fundamenta en pruebas experimentales. Se presentan también los diferentes sistemas para producir espumas flexibles.

Se elige el sistema de producción de una sola etapa (one shot), el cual emplea la dosificación y bombeo simultáneo de los ingredientes. Se describe el referido sistema, y el posterior diseño de planta, con un balance

de masa para una formulación de densidad 22 Kg/m^3 ; para el caso densidad se entiende como la masa contenida en una unidad de volumen de espuma.

El diseño de los equipos principales, tanque mezclador, intercambiadores, tanques de proceso, etc., así como las especificaciones de los equipos auxiliares y de bombeo, completan el capítulo de ingeniería.

En lo referente a la localización de planta, se realiza un análisis con el fin de determinar la zona más adecuada donde debe ubicarse la unidad de producción. En éste análisis intervinieron factores determinantes para la localización, tales como la ubicación de mercados actuales y potenciales, abastecimiento de materia prima, efectos del medio ambiente, entre los más relevantes. Mediante el método de puntajes ponderados se llega a la conclusión de que la planta debe localizarse en Lima.

En relación a la parte económica, se realiza una estimación de la inversión total requerida, el análisis de costos e ingresos. Se determina el costo unitario de producción, el cual será la base para decidir un precio de venta que brinde satisfacción en las utilidades.

Finalmente, el análisis de los estados financieros y una breve evaluación económica indican la alta rentabilidad del proyecto, donde la inversión total inicial es

recuperada al cabo de tres años y cinco meses de
producción.

RECOMENDACIONES

- En relación al almacenamiento de los reactivos, una alternativa viable es colocarlos en un ambiente atemperado, para evitar (si se presenta el caso) posibles problemas de volatilización o congelamiento.

Para realizar un muestreo con la finalidad de verificar la calidad de la espuma, todas las muestras deben tomarse de la misma parte del bloque, que deberá ser la parte central; pues como la mezcla se expande verticalmente, con toda probabilidad, se producirán algunas variaciones locales con respecto a la densidad y otras propiedades físicas.

Para obtener un sistema de espumado de buena moldeabilidad, el llenado debe realizarse con estricto cuidado, y el desmolde efectuarse sin laceración de la superficie.

- Los bloques de espuma en el área de curado deben permanecer por lo menos 24 horas, para asegurar la reacción de gelificación. Así mismo la separación entre ellos debe ser aproximadamente 1 metro.

- La espuma a producir no debe tener una altura mayor a 1-1.10 metro, para evitar grandes variaciones en la

densidad así como problemas en la parte superior del bloque, debido a su menor consistencia.

- Si se desea llevar un control de la temperatura de reacción del bloque producido, ésta puede medirse insertando un medidor tipo aguja aproximadamente 1/2 hora después de la producción.

- Los bloques de espuma recién elaborados deben curarse sin ejercer ningún peso sobre los mismos, pues éste tiende a deformar el bloque, que aún no adquiere las características finales de flexibilidad y dureza.

CONCLUSIONES

El sistema de producción propuesto se orienta principalmente a la elaboración de espuma flexible de poliuretano, con procesamiento continuo, lo cual resulta en una mayor capacidad de producción. Asimismo, la calidad de espuma elaborada alcanza una calidad superior y más consistente que el espumado en cajón, pues además de evitar el mayor manipuleo de los bloques se evita la medición bloque a bloque.

- La calibración de los flujos es vital en el proceso, pues una dosificación inexacta acarrea problemas graves, inclusive el chamuscado de la espuma.

- El control de la temperatura durante el proceso es una variable condicionante. Una variación de ésta influye en la concentración de los catalizadores a dosificar, los cuales producirían celdas de diferentes características a las requeridas.

- Del estudio del mercado, observamos un incremento del consumo de espuma, gracias a la descentralización gradual del consumo a todo el territorio nacional.

Luego de analizar factores determinantes en la localización, se determina que la planta debe instalarse

en la ciudad de Lima.

- El proyecto es rentable, pues la inversión inicial es recuperada en su totalidad al cabo de tres años y cinco meses de operación, según se muestra en la evaluación económica.

CAPITULO I.- ANTECEDENTES GENERALES

1.1. INTRODUCCION.-

Desde que Bayer en 1937 empleó la reacción entre isocianatos orgánicos y compuestos hidroxilados, y después de la segunda guerra mundial, con la consiguiente escasez de materiales esenciales, se aceleró el desarrollo de materiales de Poliuretano. Es así que, hoy estos productos están sólidamente establecidos en muchos sectores de la Industria y son imprescindibles en la solución de múltiples problemas. Actualmente, dentro de los Poliuretanos la espuma flexible y rígida, constituyen el producto final más importante, pues se trata de un producto versátil de variadas aplicaciones.

Por extraño que pueda parecer, en muchos sectores, los poliuretanos se hallan sólo al comienzo de su desarrollo; pero con el advenimiento de las diversas técnicas de procesamiento, se da a la industria de Poliuretanos el impulso requerido para el crecimiento que se espera alcanzar.

La variada química de los Poliuretanos ha recogido siempre las nuevas ideas de los fabricantes,

transformadores y usuarios, para incluirlos con éxito en las nuevas etapas de desarrollo.

1.2. OBJETIVO.-

El objetivo del presente trabajo consiste en introducir un sistema de producción, el cual está orientado a fabricar espuma flexible de Poliuretano de una calidad mucho mayor a la que actualmente se comercializa en el mercado. Con éste fin se realiza el diseño de una planta de espuma flexible de procesamiento continuo, donde se pone énfasis especial en la dosificación de productos y mantención de parámetros de operación óptimos, reduciendo de ésta manera, las posibles deficiencias en el producto. Es decir, conseguir y mantener la calidad real de la espuma, de tal forma que se satisfaga permanentemente las necesidades del cliente y ofrecer a éste la confianza que está recibiendo la calidad deseada.

1.3. LA INDUSTRIA DE POLIURETANOS EN EL PERU.-

La industria nacional de Poliuretanos ha alcanzado en los últimos 4 años los niveles más altos de su historia, especialmente en espuma flexible. En general, se observa un incremento gradual en cuanto a demanda de espuma, que

como se ha mencionado anteriormente constituye el producto final más importante dentro de la familia de Poliuretanos.

Sin embargo, en cuanto a la elaboración de los Poliuretanos en el Perú, no se ha llegado a un nivel de producción óptimo (a excepción tal vez de una fábrica); pues en muchas empresas dedicadas a la fabricación de éstos, todavía no se han llegado a instalar sistemas de producción técnicos (muchos elaboran productos basados mayormente en el trabajo manual, se observa con mayor incidencia en las empresas dedicadas a la fabricación de espuma flexibles), lo cual conduce a no poder obtener un producto de una calidad uniforme.

Es así que, observando éstos antecedentes, se ha decidido contribuir de alguna manera a elevar el nivel de producción, no sólo desde el punto de vista de volumen sino también de calidad.

CAPITULO II.- ESTUDIO DE MERCADO

En este capítulo se estudian los aspectos económicos que tienen repercusión, de una u otra manera en el proyecto.

2.1. AREA DE INFLUENCIA.-

El área de influencia es la zona donde ha de comercializarse o producirse la espuma . Para ello se delimitan las áreas geográficas para el estudio de mercado; ésta se realiza bajo dos puntos de vista principales:

Mercado Nacional.-

Este sector del mercado está circunscrito fundamentalmente a todo el territorio nacional. El mercado consumidor de espumas hasta antes de 1992 se encontraba prácticamente centralizado en Lima y es a partir de ese año que los consumidores de espuma se descentralizan, debido principalmente a la aparición de grandes distribuidores, por la gran acogida alcanzada por el producto, más que todo por su bajo costo en relación a otros productos a los cuales llegó a sustituir. Estos se encargan de distribuir el producto

principalmente a las zonas de serranía: Cuzco, Puno, Apurímac, etc., así como la zona de la costa peruana tanto norte como sur, donde la espuma ha logrado una importante aceptación.

Mercado Local.-

Este sector del mercado está circunscrito a la zona donde se produce la espuma de poliuretano. Casi la totalidad de empresas productoras se encuentran en Lima (solo hay una planta de producción en Arequipa).

Las principales empresas productoras son Productos Paraíso, Drisa, Compañía Industrial Continental, Zetaflex.

En Lima se ubican los principales centros de abastecimiento del producto hacia provincias, y otros comerciantes tanto mayoristas como minoristas.

En la sección 2.4; se detalla sobre la comercialización del producto.

2. 2. DEMANDA DE LA ESPUMA FLEXIBLE DE PUR.-

2.2.1. Demanda Histórica.-

Los datos sobre la demanda de la espuma de Poliuretano se han tomado sobre la base de la última década, estos

se proporcionan a continuación:

Cuadro 2.1

Año	Cantidad Demandada miles (m ² pulg)*	Demanda(a) Insatisfecha miles (m ² pulg)	Demanda Total miles (m ² pulg).
1987	6819.9	--	6819.9
1988	7577.8	--	7577.8
1989	9472.2	--	9472.2
1990	3370.4	--	3370.4
1991	5843.3	--	5843.3
1992	10524.7	--	10524.7
1993	10963.2	--	10963.2
1994	15998.2	1279.9	17278.1
1995	20010.6	1600.8	21611.4
1996	26967.2	2157.4	29124.6

Fuente: Elaboración propia, apoyada en datos obtenidos directamente de empresas productoras (**)

* m²pulg : unidad de comercialización y medida de la espuma (largo(m)xancho(m)xespesor(pulg.))

(a) Demanda insatisfecha : obtenida en base a estimaciones proporcionadas por fabricantes y distribuidores.

El producto en nuestro medio, a partir del año 1986, recién empieza a hacerse conocido, se observa un ritmo creciente en la demanda.

En los años 1990 y 1991 se nota una disminución pronunciada de la demanda, la cual se debió a la recesión económica por la que atravesó nuestro país, así como a las medidas económicas impuestas por el gobierno. A partir del año 1992, se aprecia un importante ascenso en la demanda, debido básicamente a la descentralización (**) Productos Paraíso, Drisa, Comp. Ind. Continental.; Zetaflex; etc.

en el consumo del producto a todo el territorio nacional.

2.2.2. Demanda Potencial.-

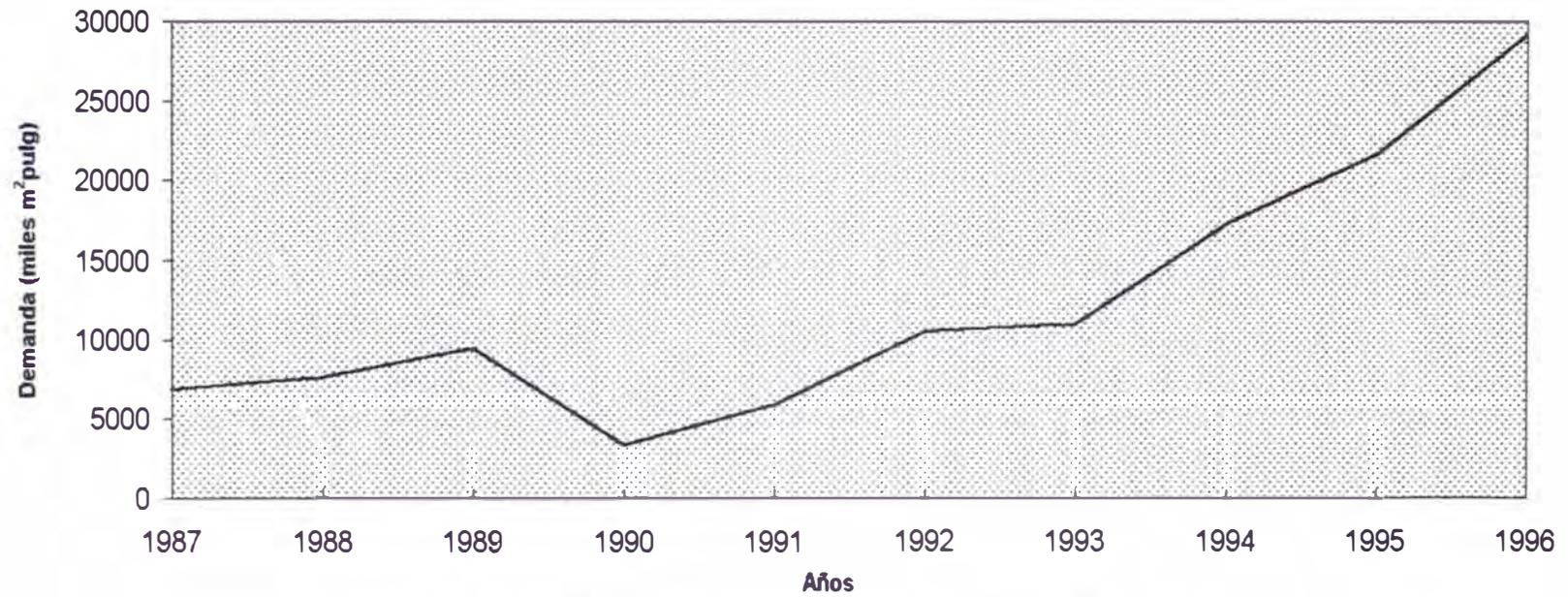
Para realizar una proyección de la demanda, se intenta realizar un pronóstico del mercado, sobre la base de antecedentes cuantitativos históricos.

Esta proyección se efectúa según el modelo de regresión, el cual consiste en obtener un ajuste lineal de la línea de tendencia (1).

De la figura 2.1. se observa una desviación de los puntos en los años 1990 y 1991, estos valores son descartados, ya que se han visto afectados por variables externas muy fuertemente; para realizar este ajuste, se supone que los factores condicionantes del comportamiento histórico de alguna o todas las variables del mercado permanecen más o menos estables.

El ajuste se realiza en base a los siguientes datos históricos de la demanda:

Demanda Histórica de la Espuma de PUR



m²pulg : Unidad de comercialización de la espuma (l(m).a(m).espesor(pulg))

Figura 2.1

Cuadro 2.2

Año	Demanda, miles (m ² pulg)
1987	6819.9
1988	7577.8
1989	9472.2
1990	3370.4 *
1991	5843.3 *
1992	10524.7
1993	10963.2
1994	17278.1
1995	21611.4
1996	29124.6

(*) Descartados.

m²pulg:unidad de comercialización y medida de la espuma (largo(m)×ancho(m)×espesor(pulg)).

La línea de regresión se determina a partir de:

Cuadro 2.3

AÑO	X	Demanda miles (m ² pulg)Y	XY	X ²	Y ²
1987	1	6819.9	6819.9	1	46511036.01
1988	2	7577.8	15155.6	4	57423052.84
1989	3	9472.2	28416.6	9	89722572.84
1992	4	10524.7	42098.8	16	110769310.10
1993	5	10963.2	54816.0	25	120191754.20
1994	6	17278.1	103668.6	36	298532739.60
1995	7	21611.4	151279.8	49	467052610.00
1996	8	29124.6	232996.8	64	848242325.20
Total	36	113371.9	635252.1	204	2038445401.00

m²pulg:unidad de comercialización y medida de la espuma (largo(m)×ancho(m)×espesor(pulg)).

La ecuación de la recta de regresión es:

$$Y = a + bX$$

$$\text{donde: } b = \frac{n\sum XY - \sum X \sum Y}{n\sum X^2 - (\sum X)^2}$$

n = número de términos

$$b = 2978.06$$

$$a = \bar{Y} - b\bar{X}$$

donde \bar{X} e \bar{Y} son las medias aritméticas de las variables.

$$a = 770.21$$

De esta forma, la ecuación final de regresión es:

$$Y = 770.21 + 2978.06 X$$

Al ser el modelo de regresión un método estadístico, es posible determinar la precisión y confiabilidad de los resultados de la regresión.

El coeficiente de determinación r^2 , indica que tan correcto es el estimado de la ecuación de regresión:

$$r^2 = \frac{[n\sum XY - \sum X \sum Y]^2}{[n\sum X^2 - (\sum X)^2][n\sum Y^2 - (\sum Y)^2]}$$

$$r^2 = 0.863$$

Esto significa que el 86.3 % de la variación total de la demanda, se explica por el año, encontrándose el 13.7% restante sin explicar. Este caso es típico de productos cuya demanda depende fuertemente de la población.

Se calcula ahora el error estándar de la estimación:

$$S_e = \sqrt{\frac{\sum Y^2 - a \sum Y - b \sum XY}{n-2}}$$

$$S_e = 3143.95$$

Si se desea que la predicción sea de un 95% confiable, el intervalo de confianza sería: $\hat{Y} \pm 2S_e$.

donde: \hat{Y} = demanda estimada.

Luego de la ecuación final de regresión:

Cuadro 2.4

Año	Demanda Esperada, miles (m ² pulg)
1997	27572.75
1998	30550.81
1999	33528.87
2000	36506.93
2001	39484.99
2002	42463.05

m²pulg:unidad de comercialización y medida de la espuma (largo(m)×ancho(m)×espesor(pulg)).

En consecuencia, al estimar la demanda para 1997 por ejemplo, se dirá que existe un 95% de probabilidad que ésta se ubique en el rango $\langle \hat{Y} \pm 2S_e \rangle = \langle 27572.75 \pm 2(3143.95) \rangle$.

2.3. OFERTA DE LA ESPUMA FLEXIBLE DE PUR.-

En la actualidad, en el mercado de la espuma flexible de Poliuretano, se tiene la particularidad de que prácticamente todo lo que se produce se vende.

La espuma flexible de Poliuretano actualmente es procesada en espumado discontinuo, semicontinuo y continuo, siendo "Productos Paraíso" la única fábrica que obtiene el producto mediante un proceso continuo, y además, la que cubre aproximadamente el 55% de la demanda.

Hasta el año 1991, sólo existían dos fábricas que elaboraban espuma flexible: Productos Paraíso y Zetaflex, pero es a partir del año 1992, debido a la constante acogida del producto, donde aparecen otras empresas productoras, pero con sistema discontinuo, no alcanzando éstas la calidad de espuma deseada.

Es así que el presente proyecto está dirigido a cubrir la demanda insatisfecha que actualmente existe en el mercado, así mismo competir principalmente con las empresas actualmente establecidas, mediante la presentación al cliente de un producto de superior calidad y que cubra las expectativas del precio.

2.3.1. Producción Nacional.-

Como ya se mencionó en el punto 2.1, prácticamente toda la producción de espuma flexible se encuentra en Lima. A continuación se presenta el volumen total de cantidad ofertada en el territorio nacional en los últimos 10 años:

Cuadro 2.5

Año	Cantidad Ofertada, miles (m ² pulg)
1987	8000.0
1988	8000.0
1989	10000.0
1990	6000.0
1991	6000.0
1992	12000.0
1993	12000.0
1994	15998.2
1995	20010.6
1996	26967.2

Fuente: Elaboración propia, apoyado en datos obtenidos directamente de empresas productoras.

m²pulg :unidad de comercialización y medida de la espuma (largo(m)×ancho(m)×espesor(pulg)).

* Volumen Ofertado por los distintos sistemas de Producción.-

Cuadro 2.6

Sistema	% Cobertura de la demanda	Empresas Productoras
Continuo	55	Productos Paraíso
Semi-continuo	10	Zetaflex
Discontinuo	35	Compañía Ind.Continental, Drisa, Superflex

2.4. COMERCIALIZACION DEL PRODUCTO.-

En éste punto se indican los principales canales de comercialización del producto, actualmente utilizados en el mercado de espumas flexibles.

1.- Productor- Consumidor.-

En el cual, el productor oferta la espuma directamente al consumidor final. Esta se realiza actualmente de la siguiente manera: la fábrica provee de productos a tiendas de su representación, donde ellos se encargan de vender posteriormente al público.

2.- Productor- Distribuidor- Mayorista- Minorista- Consumidor.-

Este canal de comercialización se realiza cuando la empresa provee el producto a grandes distribuidores, los cuales se encargan de comercializar el mismo a los diferentes puntos del país; éstos los transportan y distribuyen hacia los mayoristas y minoristas, siendo éstos los que finalmente se encargan de hacer llegar el producto al consumidor final. Esta modalidad de comercialización, es la que actualmente se realiza en mayor proporción, y es la que más éxito asegura para la descentralización del consumo del producto.

CAPITULO III .- LA MATERIA PRIMA Y EL PRODUCTO

3. 1. DESCRIPCION DE LA MATERIA PRIMA.-

Para obtener espumas de Poliuretano, se requiere esencialmente de tres sustancias químicas: Polioliol, Isocianato y Agua.

Para tener un mejor control del proceso y mejores características del producto se requieren catalizadores y algunos aditivos.

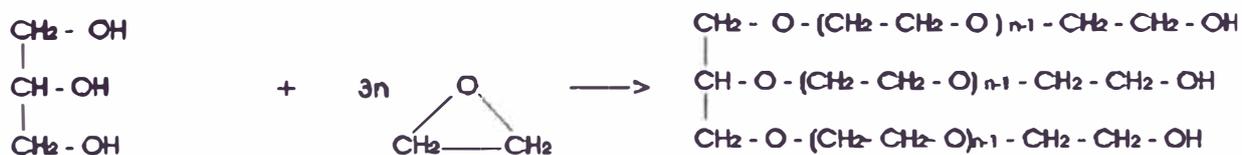
A continuación se detallan las principales materias primas.

a) Polioliol.-

El polioliol es un alcohol polifuncional, que se produce por la reacción del óxido de etileno o el óxido de propileno con compuestos que contengan 2 o más átomos de hidrógenos activos (los cuales actúan como iniciadores). El número de hidrógenos activos en la molécula del iniciador constituye la funcionalidad. Para espumas flexibles se utilizan polioles cuya funcionalidad varía de 2.5 a 3 y pesos equivalentes en un rango de 500 a 3,000, pues con un peso equivalente más alto se vuelven más insolubles, dificultando la fabricación del

polímero. Generalmente se utilizan polioles trifuncionales o trioles, para obtener poliuretanos con enlaces cruzados los cuales pueden dar características de resistencia excelentes (2).

La siguiente ecuación muestra la elaboración del polioliol



Glicerina
(iniciador
trifuncional)

Oxido de etileno

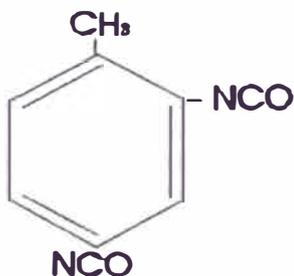
Polioliol trifuncional

Los primeros polioles empleados en espumas eran poliésteres, pero pronto fueron sustituidos por poliéteres, por su menor precio, menor viscosidad y mejor estabilidad frente a la hidrólisis del producto final. Un punto importante a tener en cuenta para la optimización de las cantidades relativas de los ingredientes es el número de OH del polioliol, el cual influye en el factor del requerimiento del isocianato (ver 5.5.1)

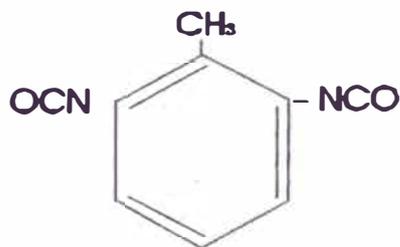
En la actualidad, en el mercado nacional se trabaja con polioles desde número de OH 40 hasta 56.

b) Isocianatos.

Para espumas flexibles se usan isocianatos que contengan por lo menos dos grupos isocianato. En el mercado nacional se vende el toluen diisocianato (TDI), del cual existen dos tipos: el TDI 80/20 , que es una mezcla del Isómero 2,4 (80%) y del Isómero 2,6 (20%) de toluen disocianato; también el TDI 65/35, que consiste en una mezcla del 65% del Isómero 2,4 y 35% del Isómero 2,6. El TDI 80/20 , es el más utilizado, pues producirlo resulta más económico, la mezcla de Isómeros 2,4 y 2,6 es menos cara que cualquiera de los 2 componentes puros.

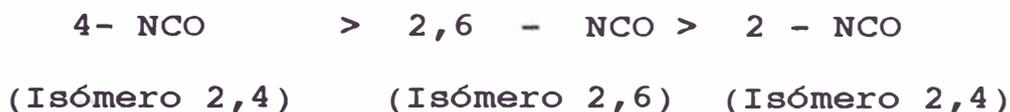


2,4 di-isocianato de tolueno



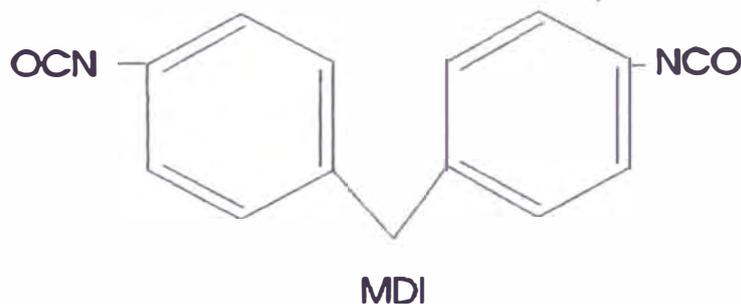
2,6 di-isocianato de tolueno.

Con respecto a la reactividad de los grupos isocianatos, se tiene la siguiente escala:



Como se observa, el grupo 4-NCO será el que reaccione de preferencia; es decir, el TDI 80/20 es el más reactivo. Uno de los principales problemas de su deterioro es su contacto con el agua, pues a temperatura ambiente forma un compuesto blanco insoluble de úrea y dióxido de carbono. Asimismo, debe controlarse la temperatura, pues, a altas temperaturas puede dimerizarse, además de un posible aumento de vapores, mientras que a bajas temperaturas puede congelarse (3).

También se emplea el 4-4' di-isocianato de difenilmetano (MDI), el cual está ingresando en los mercados de espuma flexible, por ejemplo para asientos de automóviles, y constituyen una nueva generación de espumas flexibles de alta resiliencia (4).



c) Agua.-

El agua en el proceso de espumado, es el agente químico de expansión; el agua reacciona, con el di-isocianato produciendo dióxido de carbono (el gas de soplado).

En la industria de los Poliuretanos el agua es el agente

químico de expansión más usado.

La generación de CO₂ por éste medio consume el isocianato de alto costo (ver 5.1).

d) Agentes físicos de expansión.-

Estos son por lo general solventes de bajo punto de ebullición. Se utilizan como agentes de soplado auxiliares. No se producen ninguna reacción química entre el agente físico de expansión y los otros ingredientes de la espuma.

El calor desprendido en las reacciones del isocianato con el polioliol y con el agua, es más que suficiente para evaporar éstos agentes de expansión.

Se utilizan mayormente en formulaciones de espumas de densidades inferiores a 24 kg/m³.

Los agentes físicos de expansión más comunes son los clorofluorocarbonos (CFC-11 y CFC-12) y el diclorometano o cloruro de metileno. En los últimos años se viene efectuando investigaciones para reemplazar los primeros por hidroclorofluorocarbonos (HCFC) (5,6). Mayores detalles sobre éstos aspectos se indican en el apéndice N°2 .

Actualmente en el mercado nacional, el agente físico de expansión más usado el cloruro de metileno (CH₂Cl₂), cuyo

punto de ebullición es 40°C

Los agentes físicos mencionados no se consideran inflamables, ya que no tienen punto de inflamación y punto de combustión espontáneo.

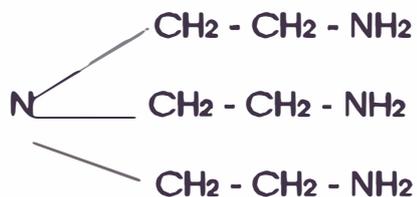
e) Catalizador Amínico.-

Las aminas terciarias se emplean como catalizadores en la producción de espuma de poliuretano. El catalizador de amina ayuda a la producción de dióxido de carbono. Las aminas influyen en el tiempo de reacción, en la superficie exterior de la espuma y en algunos casos en la dureza (7,8).

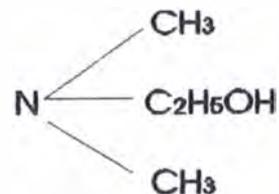
La principal función consiste en balancear y controlar la gelificación o la polimerización propiamente dicha, y la expansión, de manera que el proceso de formación de la espuma se pueda controlar adecuadamente.

En el mercado nacional se comercializan aminas como la trietilendiamina y dimetiletanolamina.

Debido a que los catalizadores amínicos son en su mayoría mezclas de diversas aminas, sus actividades no pueden ser las mismas, algunos catalizan la expansión y otras la gelificación.



Trietilendiamina



Dimetiletanolamina (DMEA)

En el apéndice N° 3, se muestran algunos catalizadores amínicos comunes.

f) Catalizadores de Estaño.-

Después de diversas investigaciones se ha comprobado que los derivados orgánicos catalizan muy bien la reacción de polimerización (9).

En la industria de las espumas flexibles se utiliza el Octoato de Sn*, éste acelera fundamentalmente la gelificación de la espuma.



Octoato de Sn(2 - etil hexanoato de Sn (II))

Este reactivo es normalmente sensible a la oxidación y

*El nombre químico es 2 - etil hexanoato de Sn (II), conocido comercialmente como Octoato de Sn

pierde por lo tanto su actividad en un tiempo relativamente breve (10).

Para obtener una dosificación exacta y también para proteger el producto contra el efecto del catalizador amínico, que podría descomponer el octoato de Sn en forma espontánea, se recomienda su adición sólo antes del TDI en el proceso de espumación.

Gracias al efecto sinérgico con los catalizadores amínicos empleados simultáneamente en la polimerización, el Octoato de Sn incrementa el efecto de éstos; se debe velar por una constancia en la dosificación empleada, pues con cantidades variables de Octoato de Sn puede obtenerse formas unicelulares muy diversas.

En el apéndice N° 3, se indican catalizadores orgánicos derivados del Sn.

g) Tensoactivos.

Los tensoactivos reducen la tensión superficial, por lo cual se utilizan como auxiliares en el espumado y en las reacciones de polimerización.

Los tensoactivos no sólo ayudan al espumado, sino que también controlan el tamaño de burbujas, la uniformidad, la configuración, y estabilizan el polímero líquido espumado durante un período corto, hasta que se gela o

se reticula y puede mantenerse por sí solo. Esto se consigue disminuyendo la tensión superficial, haciendo que el líquido se dirija hacia los puntos más delgados en la pared de una burbuja, dando flexibilidad y plasticidad a la superficie de la pared de la burbuja (11).

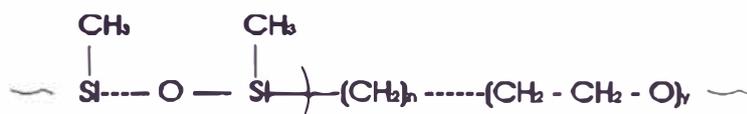
Para las espumas flexibles son útiles los surfactantes de silicona, se requiere la presencia de un nivel mínimo, por debajo del cual la espuma resultaría con fisuras, colapso o celdas muy grandes.

Para la obtención de una producción racional, es deseable fabricar espumas libres de fallas con buenas propiedades tecnológicas. Condición previa para ello es la presencia de una gran cantidad de células abiertas. A concentraciones de silicona más altas, se obtiene una espuma más compacta, estrechándose los correspondientes límites de estaño; naturalmente, la amplitud de variación del octoato de estaño no depende tan sólo del estabilizante, sino también de las demás materias primas y de la fórmula en sí(12).

En el mercado nacional se utiliza, un copolimero de polisiloxano - polioxilquileno.

También son útiles los copolímeros de alquisilicón y polioxilquileno, en donde el silicón sufre una reacción

de transesterificación con un poliéter que posee un grupo oxhidrilo terminal, para dar una estructura de la cual los siguientes polímeros de bloque pueden ser típicos.



En el apéndice N° 3, se indican algunos surfactantes de silicona.

h) Otros aditivos.-

Agentes retardantes de llama:

El importante ataque sufrido por las espumas como consecuencia de fuego ocurrido en edificios públicos y en medios de transporte ha llevado al desarrollo de aditivos, con vistas a mejorar la resistencia al fuego de espumas flexibles empleadas en asientos de sistemas de transporte, en colchones y en otros artículos de gran consumo.

Se están introduciendo para este fin productos a base de óxido de pentabromodifenilo (60% bromo, 1.35% fósforo), así como el difosfato cloroalquilado formulado

específicamente para espumas flexibles (13).

Colorantes:

Se usan para el coloreado de espumas de poliuretano.

Las pastas colorantes son dispersiones de pigmentos en poliol. La línea estándar de pastas altamente concentradas tiene una concentración en pigmentos de 18 a 20%. También existen las mismas pastas en una concentración más baja en pigmentos, de 6 - 10%.

Debido a su alta resistencia a altas temperaturas, las cuales se desarrollan normalmente durante el proceso de espumación (160°C), no tendrá este ningún efecto sobre las pastas colorantes, es decir, sobre la luminosidad de los colores obtenidos (14,15).

Cargas:

Son aditivos que disminuyen costos en las formulaciones, pues agregando una determinada cantidad de carga es posible en apariencia obtener una espuma de mayor densidad.

Entre las cargas normalmente se usan los silicatos, Sulfato de Bario, Carbonato de Calcio, Dolomita y Aragonita (16).

3.2. EL PRODUCTO: Características, Usos.-

Características

Debido a que las espumas flexibles de poliuretano son requeridas para diferentes aplicaciones, que exigen características específicas, es conveniente explicar brevemente las principales:

- Dureza por Indentación, es la resistencia que ofrece la espuma frente a una fuerza de penetración o compresión, la cual va a originar una deformación. El factor de cedimiento es una medida de dureza, el cual está relacionado con el confort, y es simplemente la relación entre las fuerzas de compresión necesarias para producir deformaciones al 65% y al 25 %.

$$\text{Factor de cedimiento} = \frac{\text{Fuerza de compresión al 65\%}}{\text{Fuerza de compresión al 25\%}}$$

Generalmente se considera que las espumas que tienen un factor de tres o más presentan una característica de confort superiores (17).

Densidad, es la masa contenida en una unidad de volumen de espuma, se determina pesando y midiendo una

muestra de forma regular y de tamaño razonable.

- **Resiliencia**, medida de la elasticidad o rebote de la espuma, en este test , una bola de acero es dejada caer sobre la espuma y el rebote es expresado como porcentaje de resiliencia. El rebote de la bola es otro término usado para ésta propiedad.

- **Conductividad térmica**, cualquier material espumado es un buen aislante de calor en virtud a la baja conductividad de gas, generalmente aire, contenido en el sistema. La resistencia térmica disminuye significativamente cuando la densidad de la espuma se reduce. Así como por el tamaño cada vez mayor de las celdas.

- **La Porosidad**, índice de la apertura de las celdas o de la capacidad de respiración de la espuma.

Como se ha dicho, éstas son las principales características de la espuma, otras son la elongación, resistencia al desgarre, etc.

Usos

Las aplicaciones de las espumas flexibles son diversas.

El uso principal es el mercado de colchones y almohadas; existen diversos tipos, diferenciándose en densidad y dureza, y teniendo en cuenta que las espumas más densas son más fuertes y las más ligeras más débiles, pero se comprimen más. Otro uso importante es en textiles donde se requiere una espuma con buen aislamiento térmico, éste lo proporciona aquella espuma que tiene un tamaño de celda pequeño, baja conductividad térmica del polímero, celdas cerradas; es útil en telas con soporte de espuma y entretelas para ropa.

Tapicería para muebles es otro rubro importante de uso donde las espumas abiertas proporcionan la flexibilidad necesaria.

A continuación se indica los usos más comunes de la espuma flexible de poliuretano.

- Colchonería y artículos para cama (planchas, almohadas, etc.)	39%
- Textil (acolchado de telas, forros de colchones, hombreras, etc.)	18%
- Tapicería (forrado de muebles, cunas, cojines, etc.)	15%
- Transporte	8%

(asientos de auto: espumas de doble dureza)	
- Juguetería (muñecas, rellenos, etc.)	6%
- Calzado (entretelas de zapatillas)	4%
- Empaques	3%
- Otros	7%

CAPITULO IV.-TAMAÑO DE PLANTA

En el presente capítulo se define y/o especifica el tamaño o capacidad máxima de producción de la planta de espuma flexible de poliuretano, lo cual será realizado teniendo en cuenta los principales factores que de un modo directo o indirecto condicionan o limitan dicho tamaño de planta.

Estos factores que influyen son:

Tamaño del mercado

Tecnología

Movimiento de insumos.

4.1. ESTIMACION DEL TAMAÑO DE PLANTA SEGUN EL TAMAÑO DEL MERCADO.-

El tamaño de la planta de espuma flexible de poliuretano, según este criterio, se determina principalmente en base a la relación con el volumen del mercado que se pretende cubrir. Este volumen del mercado viene a ser la demanda insatisfecha del producto, el cual en base a estimaciones obtenidas por los fabricantes y distribuidores, llega a ser alrededor del 8-9% (ver Cuadro 2.1) de la cantidad demandada. También

se pretende competir directamente con las empresas dedicadas a la producción semicontinua y discontinua; entre éstas cubren aproximadamente el 45% del mercado nacional. Se proyecta cubrir la demanda que actualmente dichas empresas poseen hasta en un 50% de su volumen.

Cuadro 4.1.

Año	Demanda potencial a cubrir de los procesos semicontinuo y discontinuo (a)	Demanda insatisfecha (b)	Demanda potencial a cubrir, miles (m ² pulg)
1997	6203.87	2481.55	8685.42
1998	6873.93	2749.57	9623.50
1999	7544.00	3017.60	10561.60
2000	8214.06	3285.62	11499.68
2001	8884.12	3553.65	12437.77
2002	9554.19	3821.67	13375.86

m²pulg : Unidad de medida de la espuma

(largo(m)xancho(m)xespesor(pulg))

(a) : Demanda esperada (Cuadro 2.4) x 0.45 x 0.50

(b) : Considerando un 8% de la demanda esperada (cuadro 2.4); estimaciones de fabricantes y distribuidores.

CANTIDAD A PRODUCIR

Observando el cuadro anterior, se proyecta producir en promedio 12,000 miles de m²pulg de espuma de poliuretano para los siguientes 5 años, con el fin de cubrir la demanda potencial ; ésto equivale:

Volumen proyectado a espumar en miles de m²pulg en un año de producción:

$$(\# \text{turnos} \times V_t \times t \text{ (min)} \times a \text{ (m)} \times h \text{ (pulg)} \times \text{días producción/año}) / 1000 \quad \dots \quad (1)$$

Donde :

V_t : Velocidad transversal ; se refiere a la velocidad con que se desplaza el transportador de la máquina espumadora en m/min. Esta es 2,18m/min en promedio, para la máquina propuesta.

t : se refiere al tiempo total de espumación; en promedio por turno se espuma 160min aprox.

a : Ancho del túnel en (m). Consideremos un ancho de 2m

h : Altura del "Gusano" de espuma en Pulg.
En promedio 37pulg.

de turnos : 2 (Lunes a Viernes)

Días de producción/año : 240

Reemplazando en (1) :

$$= (2 \times 2.18 \times 160 \times 2 \times 37 \times 240) / 1000$$

$$= 12389.38 \text{ miles m}^2 \text{pulg}$$

Como se observa, se satisface la demanda potencial del mercado a cubrir.

4. 2. ESTIMACION DEL TAMAÑO DE PLANTA DE ACUERDO A LA TECNOLOGIA.-

El tamaño de nuestra planta, es estimado tomando en cuenta las características tecnológicas de la misma planta .

Con respecto a este punto, es posible acondicionar la tecnología de producción de acuerdo a la capacidad de uso planeada, al volumen que se espera producir. En base a la tecnología usada en el proceso, determinamos que sería posible la ampliación posterior de la planta proyectada sólo realizando pequeñas inversiones en equipo auxiliar más no en el equipo principal.

Es decir, si se desea ampliar la capacidad de producción, sólo basta con ampliar la zona de curado (enfriamiento del producto) y así mismo incrementar el número de corridas por día; esto es posible incrementando el número de turnos, puesto que se ha establecido en el proyecto trabajar con 2 turnos de producción para cubrir la demanda potencial.

El volumen máximo de producción se alcanza produciendo de Lunes a Sábado en 3 turnos .

Luego: días de producción anuales = 300

Reemplazando en (1):

$$\begin{aligned} \text{Vol. Máximo de producción} &: (3 \times 2.18 \times 160 \times 2 \times 37 \times 300) / 1000 \\ &: 23230.08 \text{ miles m}^2\text{pulg} \end{aligned}$$

4.3. ESTIMACION DEL TAMAÑO DE PLANTA DE ACUERDO AL MOVIMIENTO DE INSUMOS.-

Esta medida del tamaño de planta se refiere a las toneladas métricas de materia prima, capaz de procesar y almacenar, en el transcurso de un año trabajando a plena capacidad.

Así:

Nuestro producto base de producción es el poliol, el cual se procesa a un flujo de:

Cantidad máx de poliol procesado
en promedio por turno = 8880 kg. (Ver 5.5.1)

máximo de turnos por día = 3 turnos.

Máxima cantidad de días de producción de lunes a sábado
= 300 días/año.

Cantidad máxima de poliol
procesada por año (Tm). = $\frac{3 \times 8880 \times 300}{1,000}$

= 7,992 Tm.

+ Con una tolerancia de 10% = 8,791.2 Tm. de poliol.

Se muestra un resumen de la cantidad máxima requerida para los reactivos por año en Tm.

Poliol	8791.2
TDI	4808.3
Amina	11.9
Octoato de estaño	18.9
Silicona	92.3
Cloruro de metileno	175.8

+ Hay que tener en cuenta que todos los insumos son importados, es por ello que es necesario tener un resguardo de material de por lo menos el 10% de la cantidad requerida, el cual se almacena en la planta, por los problemas que se pueden suscitar para evitar paradas.

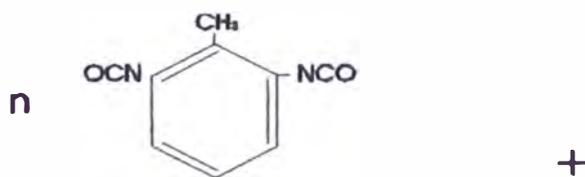
CAPITULO V.-INGENIERIA DEL PROCESO

5.1. REACCIONES DE POLIMERIZACION.-

Las reacciones principales de los uretanos para espumas flexibles de poliuretanos incluyen la reacción de gelificación (o de polimerización) y la reacción de expansión (o espumado).

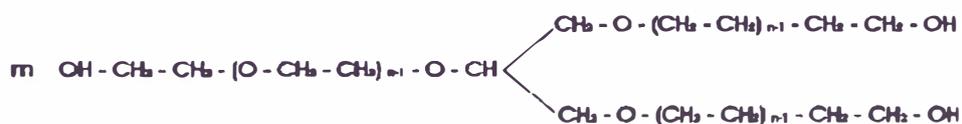
1.- Reacción de Gelificación.-

Las espumas están constituidas de enlaces cruzados, los cuales dan una excelente resistencia. Para obtener los poliuretanos con enlaces cruzados se requieren reactivos trifuncionales, es decir que contengan 3 hidrógenos activos en base a la siguiente reacción:



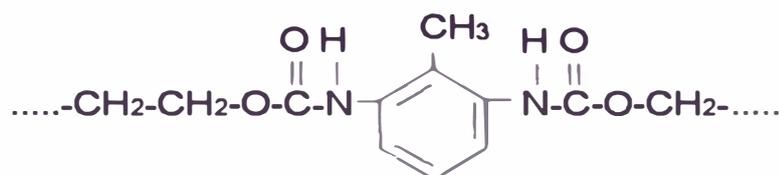
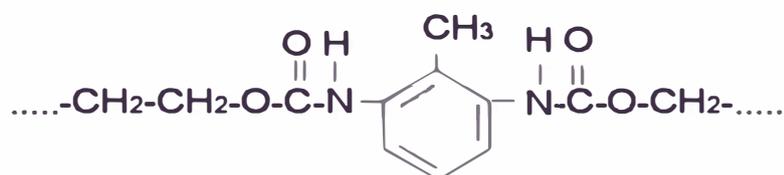
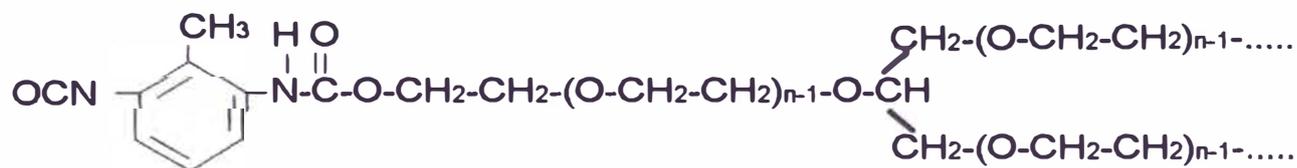
2,6 Di-isocianato de Tolueno

(suele emplearse una mezcla de isómeros 2,4 y 2,6.)



Poliol trifuncional.

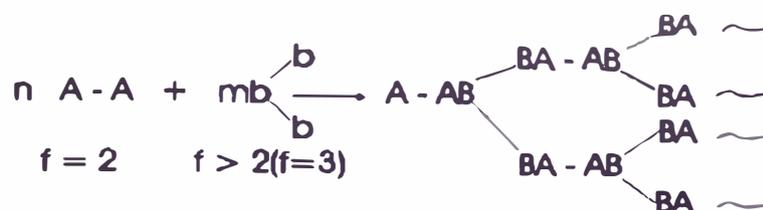
$\xrightarrow{\hspace{1.5cm}}$
 Octoato de Sn



Poliuretano

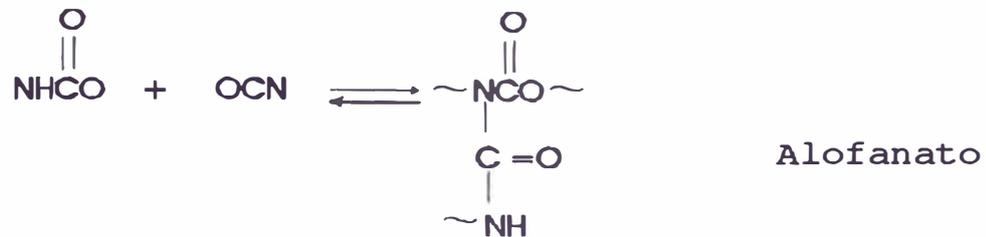
$-\Delta H_{\text{Reacción}} = 24 \text{ Kcal/mol Uretano}$

La cual se representa por:



Otro enlace que se encuentra en las espumas es el grupo alofanato que se forma al tener lugar la reacción a

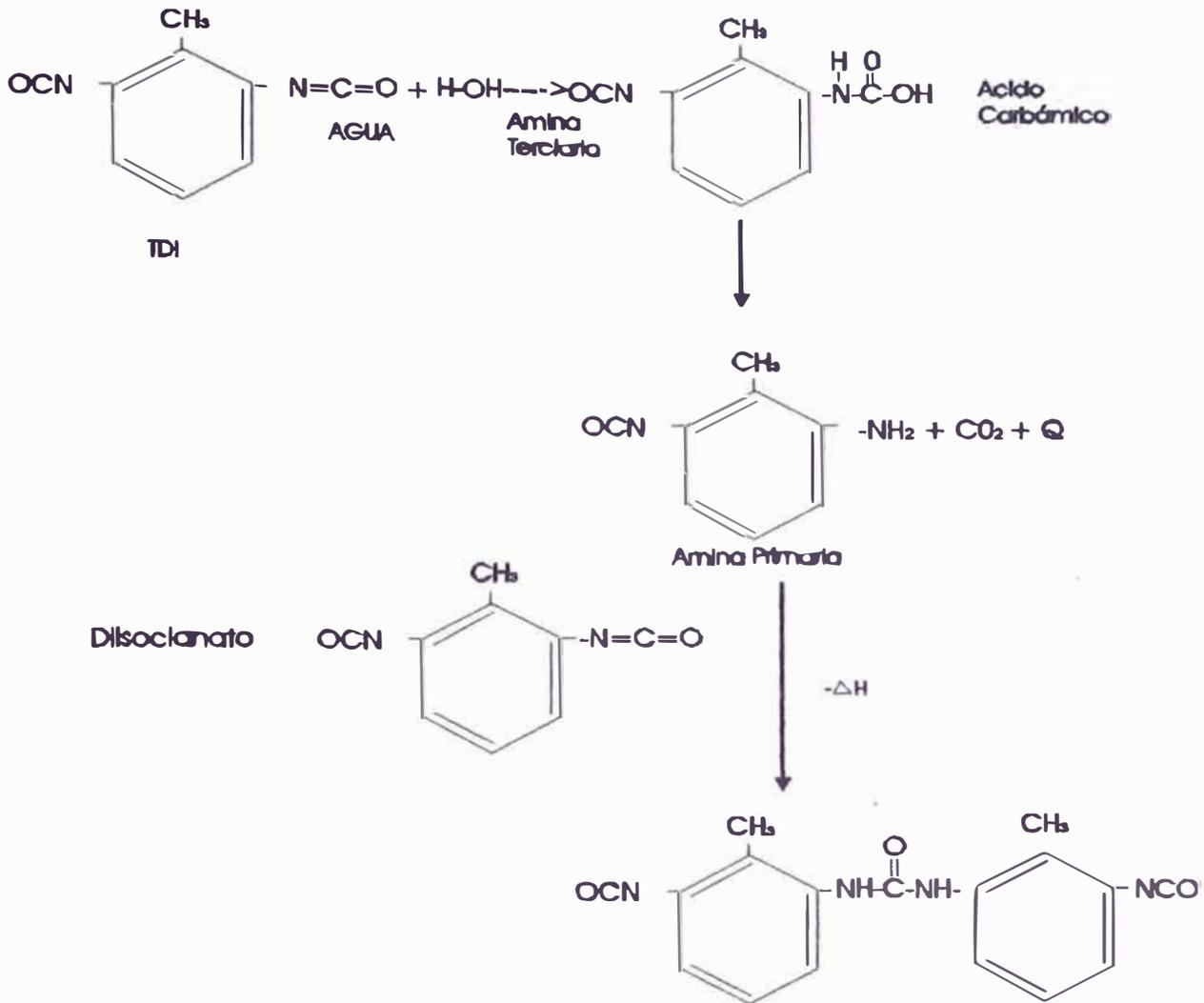
altas temperaturas entre el uretano y el isocianato.



2.- Reacción de Expansión.

En la formación de espuma de poliuretano se puede producir dióxido de carbono como espumante mediante la reacción entre un isocianato y agua, produciendo primero una úrea disustituída. Un producto intermedio de la reacción, el ácido carbámico, térmicamente inestable, se descompone espontáneamente, produciendo CO₂ y una amina primaria que reacciona con otra molécula de isocianato para formar la úrea di-sustituída.

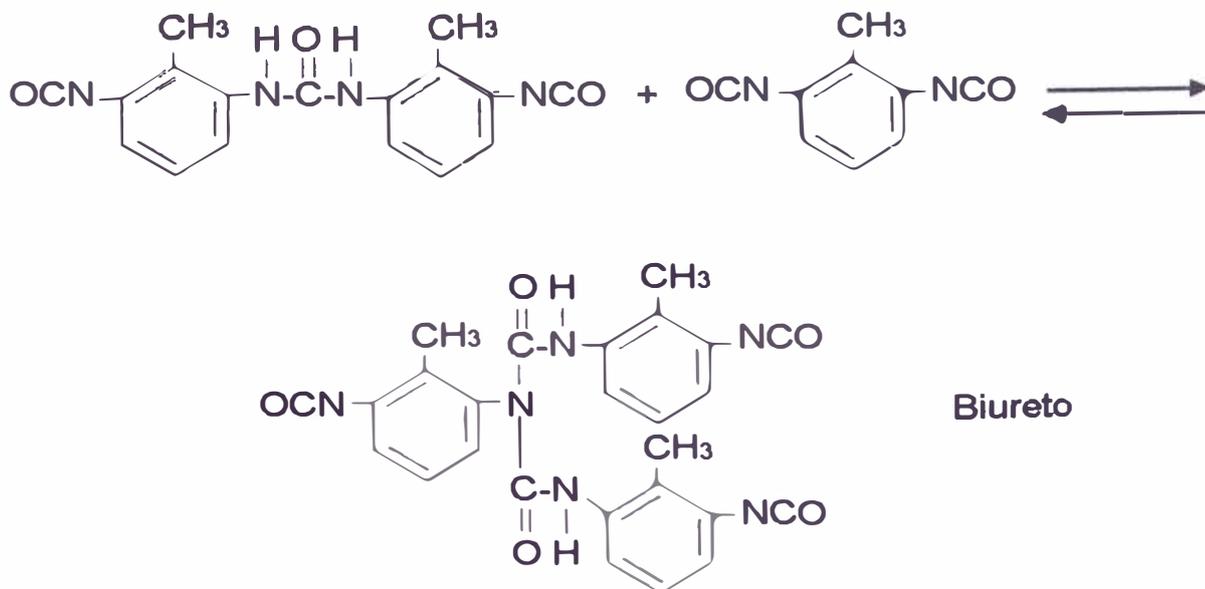
Sea la reacción:



Urea di-sustituída

$$-\Delta H_{\text{Reacción}} = 47 \text{Kcal/mol agua}$$

La reacción siguiente de la úrea di-sustituída con el TDI produce un biureto.



Sin embargo, esta reacción resulta demasiado costosa para obtener CO₂ para espuma, por lo cual se emplea los agentes físicos como espumantes.

Las reacciones de los isocianatos con polioles y agua son exotérmicas, se aceleran considerablemente en presencia de catalizadores de amina y de estaño y son la causa de la mayor parte, sino de todo el calor que se genera durante y después del proceso de formación de espuma (18).

Como la cantidad de Isocianato que se requiere para la reacción con polioles es constante, la variable real que

regula el calor en la formación de la espuma es la cantidad de agua en la formulación. Cuanto mayor sea el nivel de agua, más exotérmica será la reacción. La temperatura intermedia máxima de la espuma llega a 160-165°C aproximadamente; el umbral está alrededor de 170-175°C. De sobrepasar éste umbral se puede evidenciar un chamuscado de la espuma (18).

5.2. INFLUENCIA DE DIVERSOS FACTORES SOBRE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LA ESPUMA.-

5.2.1. Efecto del Índice de Isocianato o Índice de TDI..-

Primero se indica que el índice de isocianato es la cantidad de TDI disponible para reaccionar con el polioliol y el agua. Por ejemplo, un índice de 110 indica que hay un 10% de exceso de TDI disponible sobre la cantidad estequiométrica requerida por el polioliol y el agua.

La selección correcta de TDI en una formulación tiene una gran influencia sobre la dureza de la misma, pues a mayor índice, mayor dureza, debido a que de la reacción del TDI con el agua se genera más úrea disustituída y en menor grado biureto, que contribuye a la dureza de la espuma, ya que la entrecuzan aún más.

De pruebas experimentales para un poliol con número de oxhidrilo igual a 56 (actualmente en el mercado nacional se elabora la espuma con los siguientes polioles ARCOL F-3020 (NºOH 55-56), VORANOL 3137 (NºOH 55-56), ETOL 3248 (NºOH 48) y XG 80546 (NºOH 41)), se obtienen los siguientes resultados:

Cuadro 5.1

Densidad (Kg/m ³)	Indice de TDI *
13	119.0
14	116.5
15	114.5
16	113.0
17	112.4
18	111.8
19	111.2
20	110.6
21	110.0
22	109.0

* T = 19,5°C

De la tabla anterior se obtiene la figura 5.1.

Como se puede observar a mayor densidad el Índice de TDI requerido es menor, pues a mayor densidad también va decreciendo el índice de expansión y por lo tanto la cantidad de agua (ver 5.2.2.).

Relación entre Índice de TDI y Densidad de la Espuma de PUR

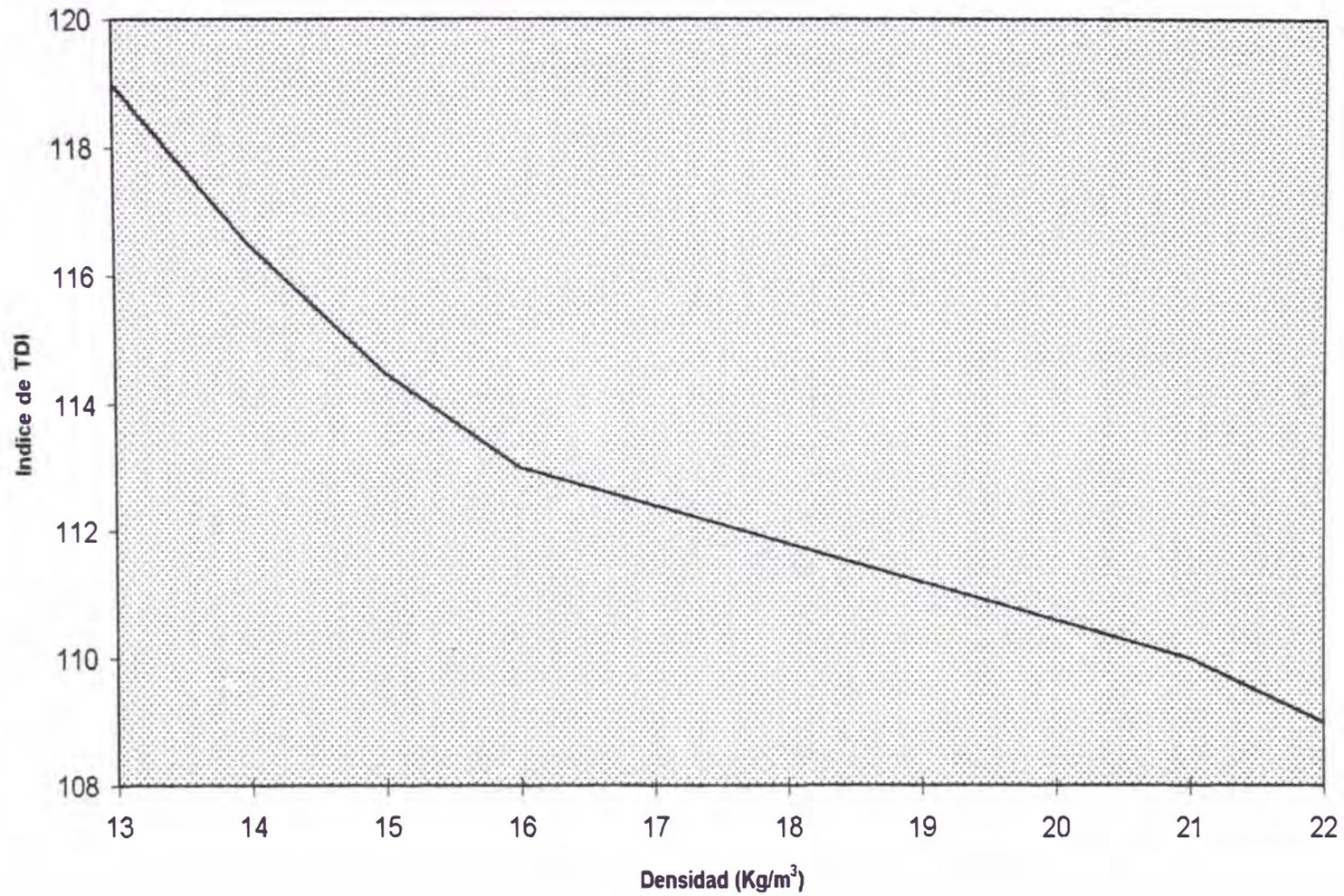


Figura 5.1

5.2.2.- Efecto del Índice de Expansión.-

El índice de expansión es el número equivalente de partes de agua por cada 100 partes de polioliol.

Existe una relación empírica entre la eficiencia de expansión del agua y la del cloruro de metileno (18):

$$\text{Índice de Expansión} = \text{Pphp agua} + \frac{\text{Pphp cloruro metileno}}{9}$$

Pphp: Partes por cien de Polioliol.

Las Pruebas experimentales reportan los siguientes resultados:

Polioliol N° OH : 56

Cuadro 5.2

Densidad (Kg/m ³)	Índice de Expansión * en pphp
13	7.40
14	6.77
15	6.35
16	5.85
17	5.60
18	5.40
19	5.25
20	5.00
21	4.77
22	4.50

* T = 19.5 °C ; pphp :partes por cien de polioliol

En general cuanto mayor sea el índice de expansión, menor será la densidad de la espuma. Ver figura 5.2.

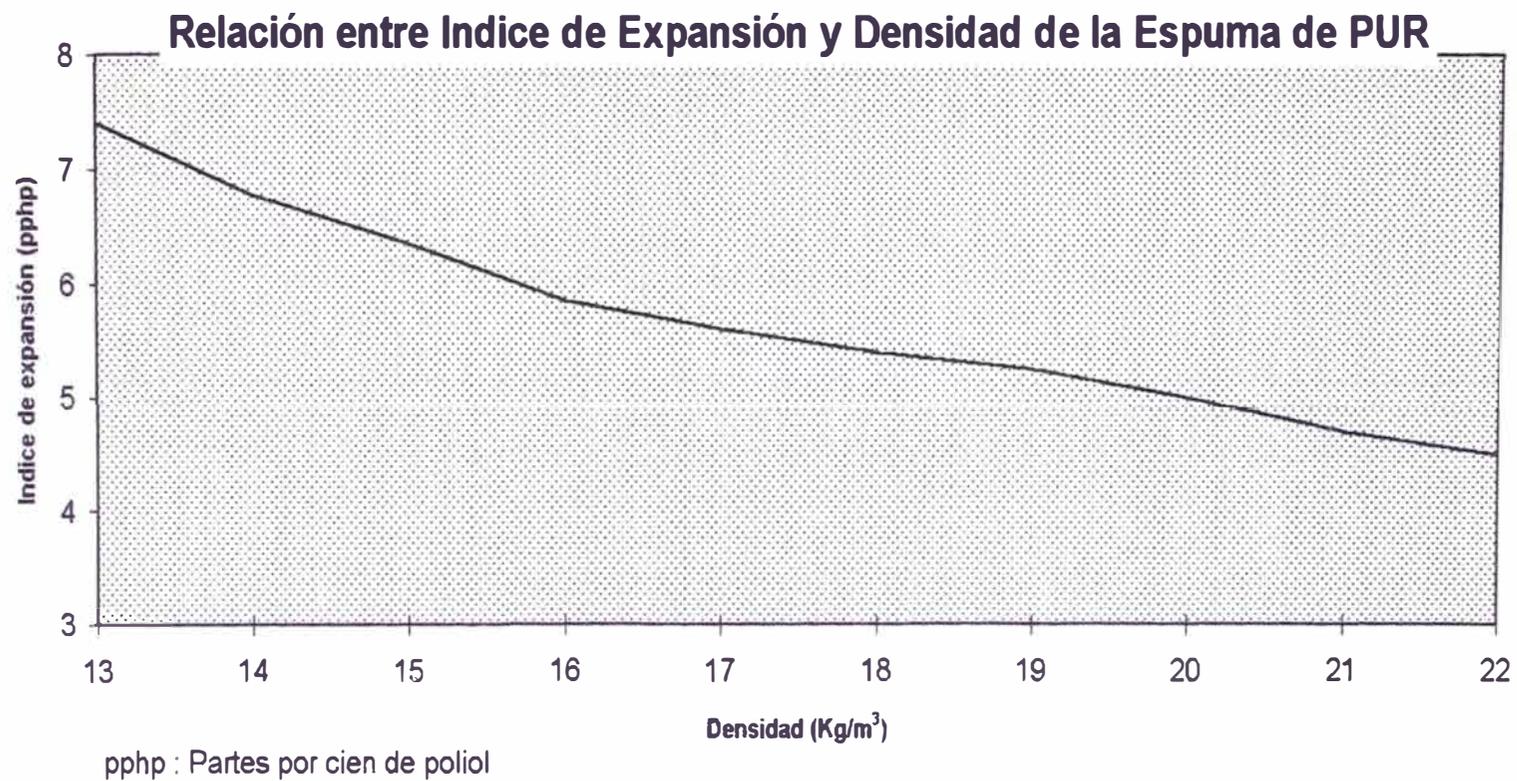


Figura 5.2

5.2.3. Efecto de los Catalizadores.-

Los catalizadores, en la espuma flexible de poliuretano tienen un efecto fundamental en la fabricación de la misma. Se puede apreciar sus principales efectos observados en pruebas experimentales.

Poliol N° OH : 48

Densidad espuma : 14 Kg/m³

T = 24.5 °C

Cuadro 5.3

Pphp Octoato de Estaño	Resultado Experimental
0.45	Rajaduras laterales.
0.47	Rajaduras pequeñas en la parte superior del bloque.
0.49	Espuma óptima.
0.52	Espuma parcialmente cerrada, el gas no logró salir completamente.
0.54	Espuma totalmente cerrada, el gas no escapó, posterior encogimiento del bloque de espuma.

pphp : partes por cien de poliol

Cuadro 5.4

Pphp Amina	Resultado Experimental
0.07	Espuma con problemas de flexibilidad, demora en regresar a su estado normal.
0.10	Espuma óptima
0.12	Rápido crecimiento, tiempo de reacción corto, atrape de gas.
0.15	Violento crecimiento, excesiva cantidad de amina conlleva a formar cráteres interiores debido al gas generado.

pphp : partes por cien de poliol.

Como se observa, la concentración de los catalizadores debe ser lo más exacta posible, pues debido a la pequeña dosis que ingresa en la formulación, un error puede originar resultados indeseados como las pruebas así lo demuestran.

5.2.4. Efecto de la Temperatura.-

Debido a la fuerte actividad catalítica de los catalizadores empleados la temperatura constituye un factor principal en la elaboración de espumas flexibles, su efecto se observa mayormente en las regiones o estaciones con variación apreciable de temperatura. Pruebas realizadas evidencian lo expuesto:

Poliol N° OH : 41

Densidad 13.5 Kg/m³.

Cuadro 5.5

Temperatura °C	Pphp Octoato de Sn	Pphp Amina
18.0	0.510	0.150
19.5	0.495	0.135
21.0	0.460	0.130
22.0	0.450	0.125
23.5	0.445	0.118
25.0	0.435	0.110
27.5	0.420	0.100

pphp : partes por cien de polioliol

Se observa en la tabla la influencia que tiene la temperatura sobre la concentración de los catalizadores, es por ello que se recomienda dentro de lo posible trabajar a una sola temperatura, es decir, establecer una formulación para una cierta temperatura y mantener los reactivos a dicha condición (principalmente TDI y Polioliol que ingresan en mayor proporción).

5.3. SISTEMAS DE PRODUCCION DE ESPUMAS FLEXIBLES DE PUR.-

Actualmente se emplea tres técnicas para producir espumas flexibles de poliuretano. La diferencia radica en la capacidad de control de la formulación para la obtención de las propiedades físicas requeridas. Estas

técnicas son:

5.3.1. Sistema de una sola Etapa.-

Este sistema emplea la dosificación y bombeo simultáneo de los reactivos, los cuales se preparan en un número de caudales que van al mezclador, en donde se mezclan y luego se esparcen. El número de componentes va desde 4 a 11. Un sistema típico de una etapa se representa en la figura 5.3.

5.3.2. Sistema de dos Componentes.-

En este sistema, todos los ingredientes excepto el isocianato se mezclan previamente. El isocianato se hace después reaccionar con ésta pre-mezcla, según la figura 5.4.

La ventaja de éste sistema radica en que sólo dos componentes entran en el mezclador; es útil también para procesos discontinuos.

Sin embargo, muy a menudo ocurre que la pre-mezcla tiene que reformularse, entonces hay que trabajar primero toda la pre-mezcla para después continuar recién con la nueva formulación, con la consiguiente pérdida de tiempo.

Además, muchos de los catalizadores organometálicos no son hidrolíticamente estables, por lo que en la pre-

Sistema de una sola Etapa

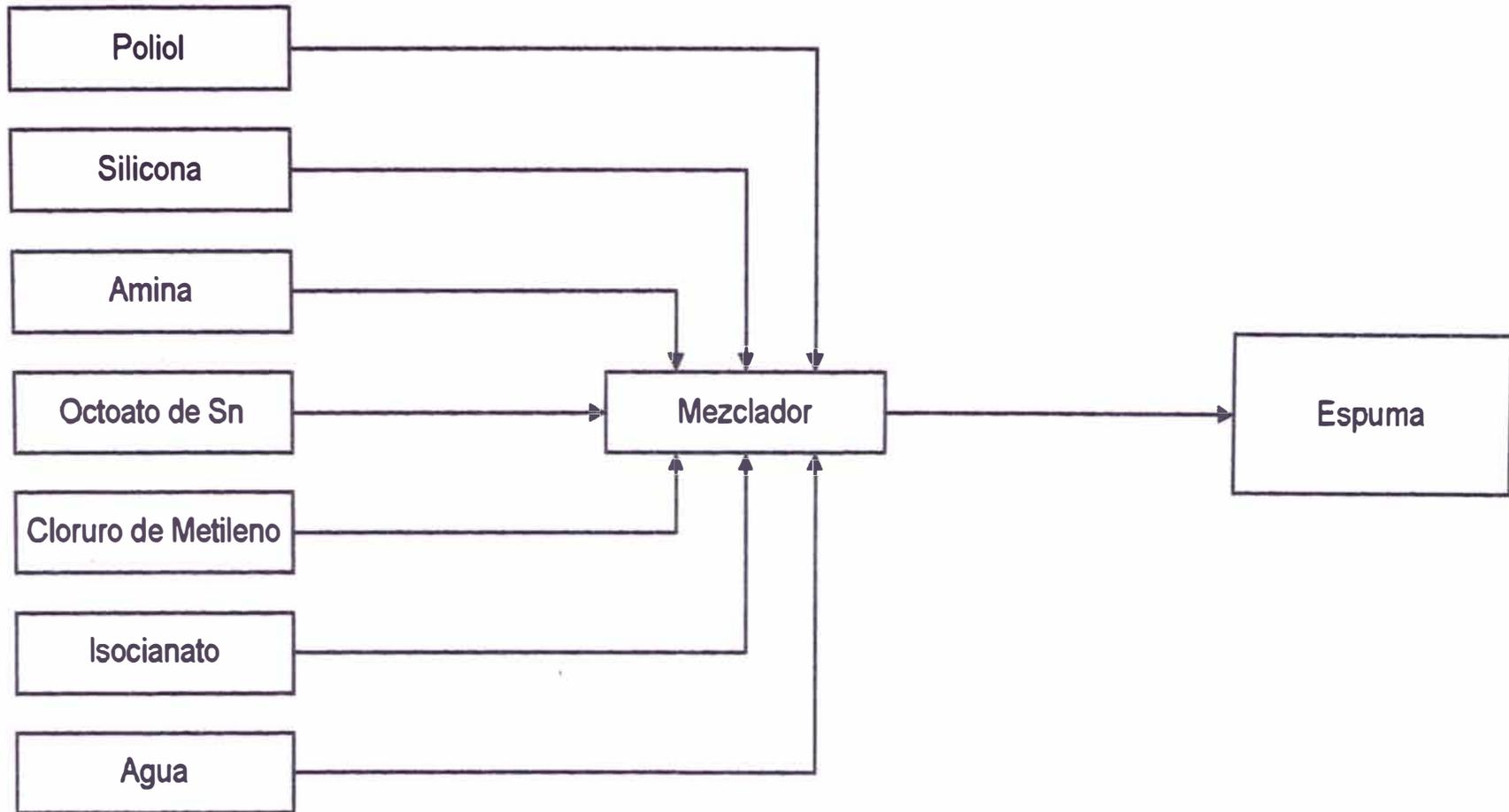


Figura 5.3

mezcla, si el tiempo de permanencia en el tanque respectivo es prolongado, puede causar un decrecimiento en la actividad catalítica, ya que en la pre-mezcla se adiciona el agua.

5.3.3. Sistema de Cuasi-Prepolímero.-

Esta técnica consiste en hacer reaccionar sólo parte del polioliol con el isocianato, éste prepolímero, se trata después con la parte restante del polioliol y los demás reactivos. Esta reacción de dos etapas se puede controlar mejor pues el calor de reacción se distribuye en dos etapas, de forma que el riesgo a sobrepasar la temperatura umbral (chamuscado) disminuye.

Sin embargo debido a que se requiere una etapa adicional, la espuma producida suele ser más costosa. El diagrama del sistema se representa en la figura 5.5.

5.4. ELECCION Y DESCRIPCION DEL PROCESO DE PRODUCCION SELECCIONADO.-

5.4.1. Elección.-

El sistema que se elige y que se procede a describir es el sistema de producción de una sola etapa (one shot), con una ligera modificación: Los reactivos se mezclan

Sistema de dos Componentes

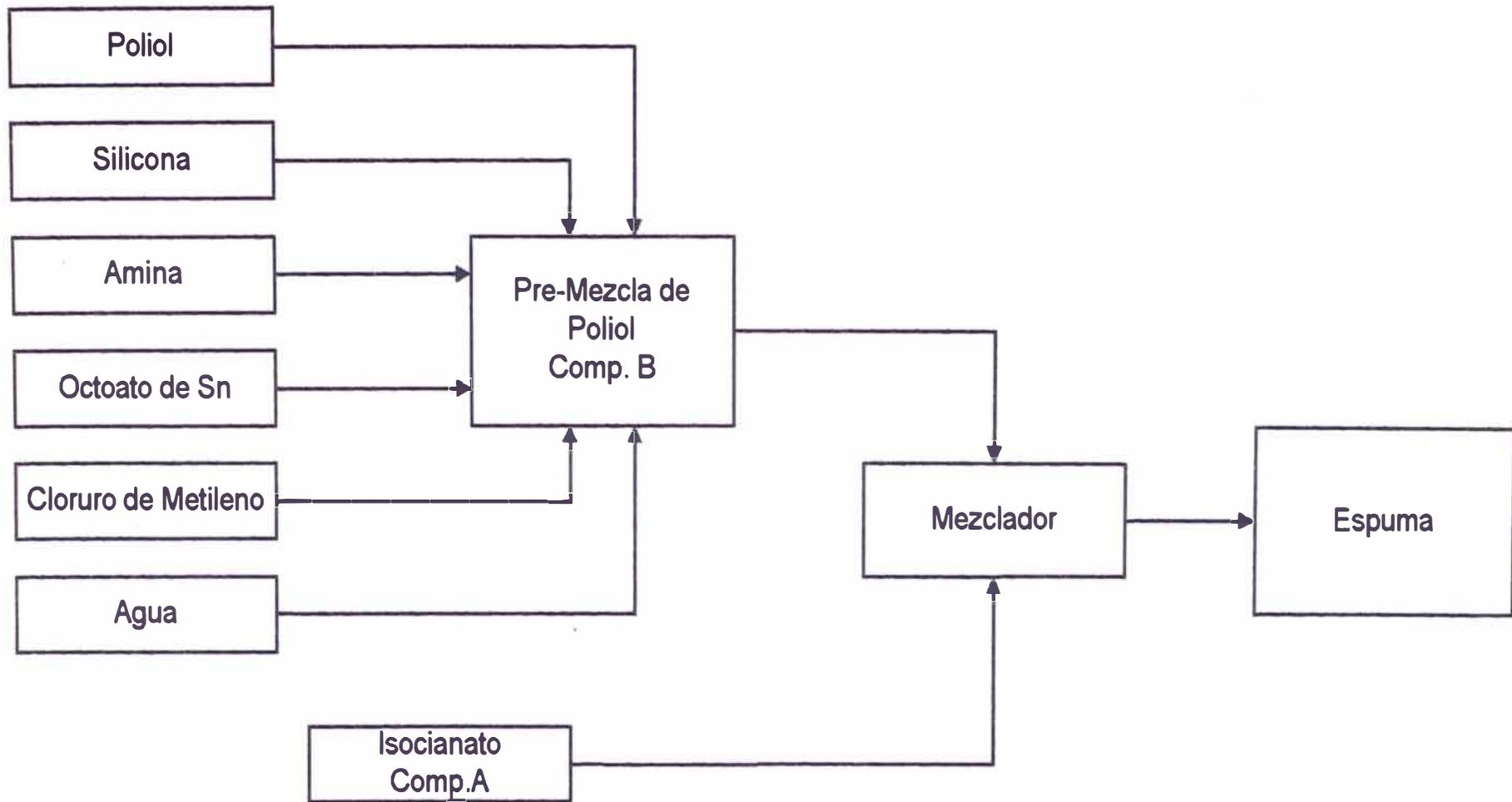


Figura 5.4

Sistema de Cuasi - Prepolímero

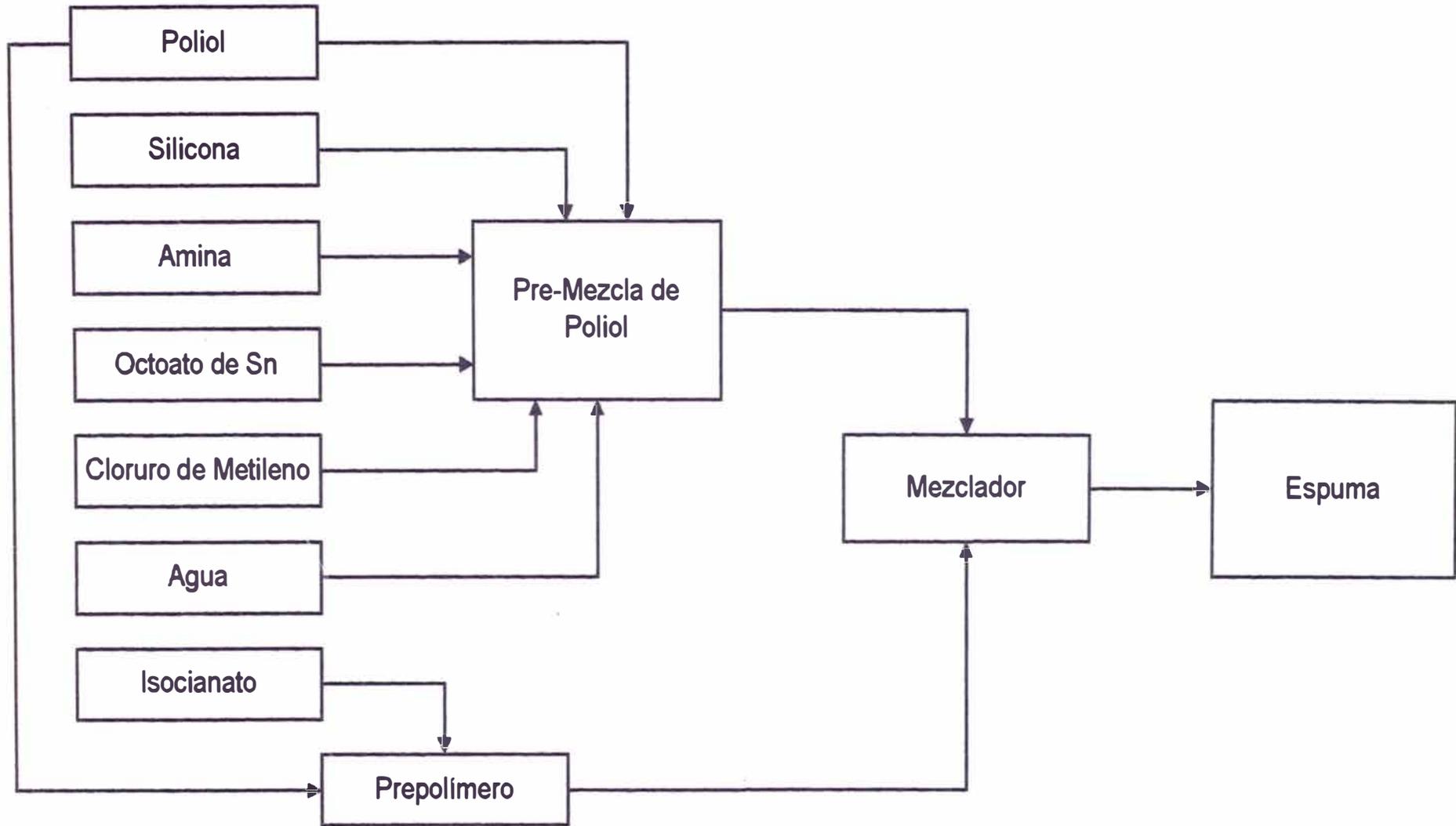


Figura 5.5

previamente en un mezclador sin movimiento (5.5.6) y luego va al mezclador, en lugar de agregar todos los reactivos directamente al tanque mezclador, con el fin de asegurar una eficiente mezcla.

La elección se efectuó en base:

- Debido a las reformulaciones continuas que deben realizarse (diferentes densidades) durante el desarrollo de la producción, es más sencillo variar la dosificación de cada reactivo a diferencia del sistema de dos etapas donde hay un pre-mezclado.
- La espuma resultante mediante este sistema resulta de una calidad similar al del proceso de cuasi-prepolimero pero se elimina la etapa de mezcla isocianato-poliol lo cual va a originar un decremento del costo.
- Se evita el contacto prolongado (ocasionalmente) del Octoato de estaño con el agua y el catalizador amínico, el cual originaría una disminución de la actividad catalítica de éste.

5.4.2. Descripción.-

Los tanques de alimentación de los reactivos se llenan a partir de barriles o tanques de almacenamiento a granel. Estos están conectados directamente a un mezclador sin movimiento, el cual está en línea con el

tanque mezclador.

Para el surfactante de silicona, catalizador amínico, Octoato de estaño, agua, agente de expansión, se utilizan por lo general tanques más pequeños.

Los tanques de polioliol y TDI se conectan a un intercambiador de calor, el cual asegura la temperatura apropiada de operación de espumado, sólo en éstos tanques es importante el control de la temperatura, ya que estos reactivos ingresan en mayor proporción. Después de haber obtenido las temperaturas requeridas, el flujo en cada uno de las líneas se calibra, de manera que las oscilaciones de flujo estén dentro de 1% de error de los valores teóricos, es por ello que se instalan recirculaciones para todos los componentes que van desde los tanques de proceso, a través de las bombas de medición ajustables, hasta antes del mezclador y regresando de nuevo a los tanques de proceso.

Por lo general el isocianato se calibra primero y utilizando éste resultado, se calculan las cantidades requeridas de los otros ingredientes. Ajustando la velocidad de la bomba, la presión en las líneas y las graduaciones de los manómetros, se deben calibrar los flujos dentro de un margen de 1% de error.

La producción se arranca, generalmente, con una

corriente de polioliol seguidos por el agente de expansión, la silicona y los catalizadores y por último, el isocianato, todos los ingredientes se irán bombeando en forma continua. Luego se les introduce en la misma tubería, la cual está conectado directamente al tanque mezclador (excepto el isocianato y el catalizador organometálico, los cuales van directamente al mezclador); se aprovecha la energía cinética para favorecer dentro de la tubería, la mezcla. El agitador del mezclador asegura que los componentes se mezclen adecuadamente.

Finalmente la mezcla se deposita en una cinta transportadora que debe estar forrada en los tres lados con papel, llevando la espuma en crecimiento por dentro de un túnel. Después del túnel se encuentra una cortadora en donde corta la espuma en bloques y se lleva luego hasta el área de curado. El área de curado debe tener buena ventilación ya que los bloques recién producidos siguen reaccionando, el calor de reacción alcanza su punto máximo entre los 30 - 60 minutos después de la producción. Los bloques de espuma deben permanecer en esta zona al menos 24 horas.

5.5. DISEÑO DE PLANTA PARA EL PROCESO SELECCIONADO.-

5.5.1. Balance de Masa.-

Para efectos de diseño se toma como base una formulación de espuma de densidad = 22 Kg/m³ (la formulación para esta densidad establece una mayor cantidad de reactivos a procesar para la elaboración de la espuma).

Para efectuar el balance de masa se necesita conocer la proporción de los ingredientes en una formulación determinada, como se explica a continuación:

Se usa un polioliol con número hidróxilo (N^oOH) = 56.

* Numero de hidróxilo. Es el número de miligramos de hidróxido de potasio equivalente al contenido de hidróxido en un gramo de polioliol.

Temperatura de operación: 18°C.

Base : Polioliol 100 pphp.

Requerimiento de Isocianato.-

1.- En la reacción Polioliol + isocianato----- Poliuretano

N^oequivalente-gramo polioliol = N^o equivalente-gramo
isocianato.

$$\frac{\text{Peso}_{(\text{polioliol})}}{\text{PE}_{(\text{polioliol})}} = \frac{\text{Peso}_{(\text{isocianato})}}{\text{PE}_{(\text{isocianato})}}$$

Por lo tanto , el isocianato necesario por parte de

poliol es igual a :

$$= \frac{PE_{(isocianato)}}{PE_{(poliol)}} \times 1 \quad (1)$$

En el isocianato se cumple que:

$$\frac{\% \text{ NCO}}{PE_{(NCO)}} = \frac{100\%}{PE_{(isocianato)}}$$

$$\implies \frac{100 \times PE_{(NCO)}}{\% \text{ NCO}} = PE_{\text{isocianato}} \quad (2)$$

$$PE_{\text{NCO}} = \frac{\text{Peso molecular}}{\text{N}^{\circ} \text{ de grupo funcionales}} = \frac{42}{1} = 42 \quad (3)$$

(3) en (2)

$$PE_{\text{isocianato}} = \frac{100 \times 42}{\% \text{ NCO}} \quad (4)$$

(4) en (1)

$$\text{Requerimiento de TDI por parte de Poliol.} = \frac{100 \times 42}{\% \text{ NCO} \times PE_{(poliol)}} \quad (5)$$

P.E. Poliol: De la definición de número de hidróxilo.

$$N^{\circ} \text{ OH} = (56,1 \times 1000) / PE_{\text{poliol}}$$

Donde 56,1 es el peso atómico del hidróxido de Potasio y 1000 es el número de miligramos en un gramo de poliol.

Entonces:

$$PE_{(poliol)} = \frac{56.1 \times 1,000}{N^{\circ} \text{ OH}} \quad (6)$$

En el caso del TDI (80/20) el porcentaje de NCO = 48.13. por cada parte de poliol. Dow Chemical (18).

Lo anterior y (6)., finalmente en (5):

$$\text{Requerimiento de TDI por parte de poliol} = \frac{100 \times 42 \times N^{\circ} \text{ OH}}{48.13 \times 56.1 \times 1000}$$

$$= 0.00155 \times N^{\circ}OH \quad (A)$$

2.- De la reacción: Isocianato + Agua ----> Urea
disustituída.

Equivalente-gramo isocianato = # Equivalente-gramo
agua

$$\frac{\text{Peso}_{(isocianato)}}{PE_{(isocianato)}} = \frac{\text{Peso}_{(agua)}}{PE_{(agua)}}$$

$$\text{Requerimiento de Isocianato} = \frac{PE_{isocianato}}{PE_{agua}} \times 1 \quad (7)$$

por parte de agua

$$PE_{agua} = \frac{\text{Peso molecular}}{N^{\circ} H \text{ desplazables}} = \frac{18}{2} = 9 \quad (8)$$

(8) y (4) con % NCO = 48.13 en (7).

$$\text{Requerimiento de isocianato} = \frac{100 \times 42}{48.13 \times 9} = 9.696 \quad (B)$$

por parte de agua

Luego el requerimiento total de TDI es:

Requerimiento de TDI por parte de polirol + Requerimiento de TDI por parte de agua =

$$= 0.00155 \times N^{\circ}OH + 9.696 \quad (*)$$

Veamos el requerimiento de los agentes de expansión:

De resultados experimentales para una D = 22 kg/m³

$$\text{Indice de exp.} = \text{pphp agua} + \frac{\text{pphp cloruro Metileno}}{9}$$

$$= 4.28 + 2/9$$

$$= 4.50$$

$$\text{Pphp H}_2\text{O} = 4.28$$

$$\text{Pphp CH}_2\text{Cl}_2 = 2 \quad \text{Obtenidos experimentalmente}$$

Luego en (*), tenemos que:

$$\begin{aligned} \text{Requerimiento total de TDI} &= 0.00155 \times 56 \times 100 + 9.696 \times 4.28 \\ &\quad \begin{array}{l} \text{N}^{\circ}\text{OH} \\ \text{poliol} \end{array} \quad \begin{array}{l} \text{pphp} \\ \text{agua} \end{array} \\ &= 50.179 \end{aligned}$$

Para una densidad 22Kg/m³ el índice de isocianato con un poliol de N^oOH = 56 es 109 (determinado en pruebas).

=>TDI requerido en la formulación = requerimiento total de TDI

$$\times \frac{\text{Índice de isocianato}}{100} = 54.695 \text{ pphp}$$

La proporción de catalizadores se determinó luego de varias pruebas a la temperatura de 18°C con un poliol de N^oOH = 56.

	pphp*
Octoato de Sn.	0.215
Silicona	1.050
Amina Terciaria	0.135

*pphp : partes por cien de poliol

Pruebas experimentales para determinar el requerimiento de los agentes de expansión

pphp H ₂ O	4,33	4,33	4,45	4,28	4,28	4,28	4,20	4,28	4,15
pphp CH ₂ Cl ₂	4,00	3,00	2,00	2,50	2,20	2,00	2,00	1,00	1,00
Densidad (kg/m ³)	20,34	21,08	21,10	21,55	21,85	21,96	22,12	22,23	23,09

pphp : Partes por cien de poliol.

Cuadro 5,6

Pruebas experimentales para determinar la proporción de catalizadores
y estabilizante para espuma de densidad 22 Kg/m³

pphp Octoato de Sn	0,245	0,225	0,215	0,215	0,215
pphp Silicona	1,200	1,200	1,100	1,050	1,050
pphp Amina	0,120	0,120	0,120	0,125	0,135
Resultado obtenido	Espuma cerrada, brillante, con desprendimiento de base	Espuma ligeramente cerrada, con desprendimiento de la base	Espuma con buen flujo de aire, ligero brillo, con desprendimiento de la base	Espuma con buen flujo de aire, sin brillo pero ligero desprendimiento de la base	Espuma de buenas características

pphp : Partes por cien de poliol.

Finalmente concluimos en la siguiente formulación:

Cuadro 5.8.

Reactivo	Pphp (*)
Poliol	100.000
TDI (**)	54.695
Octoato de Sn.	0.215
Silicona	1.050
Amina	0.135
Agua	4.280
CH ₂ Cl ₂	2.000

Indice de expansión = 4.50

Indice de TDI = 109

(*) T = 18°C.

(**) incluye el exceso de isocianato
pphp :partes por cien de polioliol

Se establece el balance de masa según la formulación anterior.

El diseño propuesto tiene un volumen de espumado a explicar:

Volumen espumado = $V_t \times a(m) \times h(m) \times t(\text{min})$.

donde:

V_t = Velocidad del transportador : 2.18 m/min

a - ancho del túnel = 2m.

h = altura del túnel = 37" <> 0.9388 m.

t = tiempo de espumación/turno = 160min aprox.

V_t y t dependen del diseño y/o del volumen requerido
Para una corrida de producción en la cual la máquina espumadora a diseñar tiene una longitud (l) de

espumación = 30 m.

=> Volumen de espuma = $2.18 \times 2 \times 0.9388 \times 160 = 654.90 \text{ m}^3$
por turno.

Para una densidad : $D = 22 \text{ kg/m}^3$.

$W_{\text{total de la mezcla}} = D \times V = 22 \text{ kg/m}^3 \times 654.90 \text{ m}^3 = 14407.8 \text{ kg}$.

Se determinan los flujos máxicos para la espumación en cada corrida.

Veamos:

Sea el sistema:

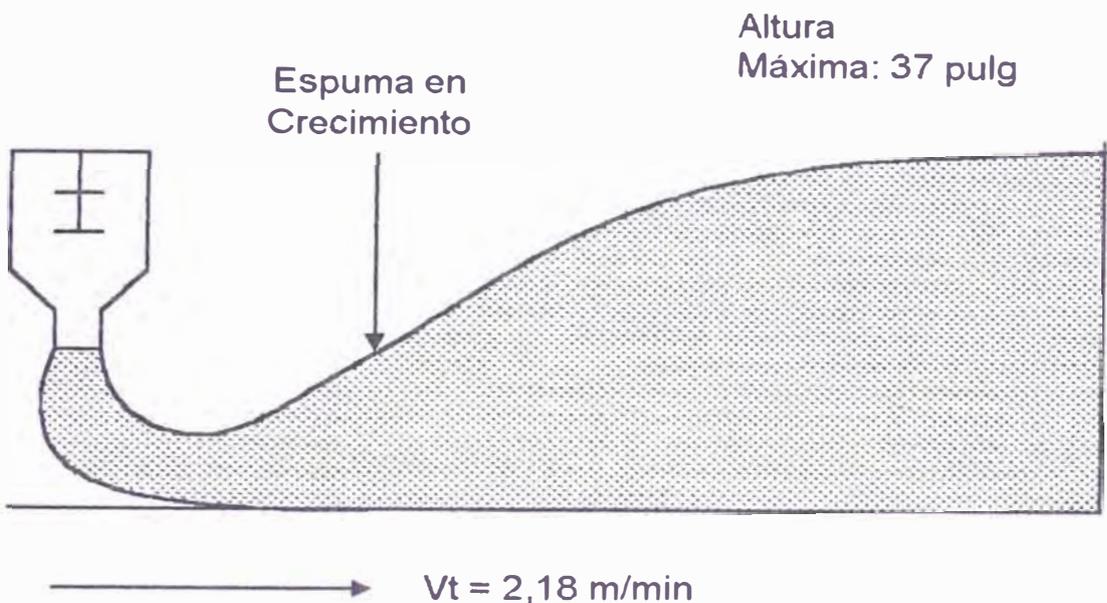


Figura 5.6.

Luego la cantidad de cada reactivo que ingresa en cada turno para una $D = 22 \text{ Kg/m}^3$, se calcula según:

Cuadro 5.9.

REACTIVO	pphp	PESO c/REACTIVO
Poliol	100.000	100.000 k
TDI	54.695	54.695 k
Octoato de Sn.	0.215	0.215 k
Silicona	1.050	1.050 k
Amina	0.135	0.135 k
Agua	4.280	4.280 k
CH ₂ Cl ₂	2.000	2.000 k

Peso total = 162.375 k ; pphp: partes por cien de polioli.

Además : Peso Total =14407.80Kg.

Luego: 162.375k = 14407.80

K : factor de reparto proporcional.

$$K = \frac{14407.80}{162.375} = 88.732$$

Balance de masa para una espumación de $D = 22 \text{ kg/m}^3$ y un volumen de 654.90m^3 es:

	<u>Peso (kg)</u>
Poliol	= 8873.2
TDI	= 4853.2
Octoato de Sn.	= 19.1
Silicona	= 93.2
Amina	= 12.0
Agua	= 379.8
CH ₂ Cl ₂	= 177.5

y el flujo másico de la mezcla: $\dot{W}_{mezcla} = \frac{W_{mezcla}}{t_{total}} = \frac{14407.8}{160}$

$$= 1.5 \text{ kg/s} = 90 \text{ kg/min.}$$

Luego los flujos másicos en cada línea son:

		(Kg/min)
\dot{W}_{Poliol}	=	55.40
$\dot{W}_{\text{Silicona}}$	=	0.60
$\dot{W}_{\text{Am.}}$	=	0.075
\dot{W}_{agua}	=	2.40
\dot{W}_{octoato}	=	0.12
$\dot{W}_{\text{CH}_2\text{Cl}_2}$	=	1.10
\dot{W}_{TDI}	=	30.30

En las figuras (5.7) y (5.8) se muestra el proceso de producción completo: Desde la dosificación de los tanques de proceso hasta el cortado en bloques.

5.5.2. Diseño de Intercambiadores de Calor.-

5.5.2.1. Intercambiador de Calor de TDI.

En ésta sección, sólo se indican las especificaciones de diseño más importantes. El desarrollo íntegro del mismo se muestra en el apéndice N° 4.

Tipo de Intercambiador de Calor: Haz tubular y carcasa - Cabeza flotante.

Carcasa.-

Material : Acero al Carbono.

Fluido a través de la carcasa: Agua

Tamaño nominal: 16 IPS Sch 30.

Haz de tubos.-

Material : Acero aleado.

Fluido a través del Haz : TDI

Diámetro nominal de tubo : 3/4 pulg. 16 BWG.

Paso: cuadrado $p = 15/16$ pulg.

Número de pasos de tubo : 2

Número de tubos : 160

Longitud de los tubos = 2 m.

Espaciamiento entre chicanas = Diámetro interior de la carcasa/5.

Condiciones de Proceso

Fluido caliente: TDI.

Temperatura de entrada: $T_1 = 25^\circ\text{C}$

Temperatura de salida: $T_2 = 17^\circ\text{C}$

Flujo Másico = 1818 Kg/hr.

Fluido frío : Agua

Temperatura de entrada = 10°C

Flujo Másico = 9000 Kg/hr.

Coefficiente total calculado $U_c = 53.15 \text{ Kcal/h.m}^2\text{C}$

Coefficiente total del diseño $U_d = 51.18 \text{ Kcal/h.m}^2\text{C}$

Pérdida de carga.-

Haz de tubos: $\Delta P_t = 0.0018 \text{ Kg/cm}^2$

Carcasa : $\Delta P_c = 0.0906 \text{ Kg/cm}^2$

5.5.2.2. Intercambiador de Calor de Poliol.-

En ésta sección se indican las especificaciones de diseño más importantes. El desarrollo íntegro del mismo se muestra en el apéndice N° 4.

Carcasa.-

Material : Acero al Carbono.

Fluido a través de la carcasa: Poliol

Tamaño nominal: 22 IPS Sch 20.

Haz de tubos.-

Material : Acero al Carbono.

Fluido a través del Haz : Agua

Diámetro nominal de tubo : 1 1/4 pulg. 16 BWG.

Paso: cuadrado $p = 1 \frac{9}{16}$ pulg.

Número de pasos de tubo : 2

Número de tubos : 90

Longitud de los tubos = 5 m.

Espaciamiento entre chicanas = Diámetro interior de la carcasa/5.

Condiciones de Proceso

Fluido caliente: Polioliol.

Temperatura de entrada: $T_1 = 25^\circ\text{C}$

Temperatura de salida: $T_2 = 17^\circ\text{C}$

Flujo Másico = 3324 Kg/hr.

Fluido frío : Agua

Temperatura de entrada = 10°C

Flujo Másico = 12000 Kg/hr.

Coefficiente total calculado $U_c = 35.76 \text{ Kcal/h.m}^2\text{C}$

Coefficiente total del diseño $U_d = 33.07 \text{ Kcal/h.m}^2\text{C}$

Pérdida de carga.-

Haz de tubos : $\Delta P_t = 0.0018 \text{ Kg/cm}^2$

Carcasa : $\Delta P_c = 0.0906 \text{ Kg/cm}^2$

5.5.3. Especificaciones de los Recipientes de Proceso.-

Las especificaciones se realizan teniendo en cuenta:

El tanque se carga al inicio de cada jornada de trabajo.

Tanque 1.-

Función: Almacenamiento de Polioliol.

Tipo de recepción: tanque de día.

Características del fluido:

- Apariencia: líquido viscoso
- P_{vapor} : despreciable
- Peso específico: $1,020 \text{ Kg/m}^3$ a 25°C

Características del recipiente:

- Tanque atmosférico cerrado, de forma cilíndrica vertical (más económico).
- Material: acero inoxidable

Cálculos para especificación.-

De balance de masa se tiene que se requiere: $M = 8873.2$ Kg de Poliol.

Entonces el volumen del Poliol contenido en el tanque, donde se considera un 15% de reactivo adicional, que es el que va a quedar contenido en el tanque para evitar que el nivel al final de la jornada sea cero y la bomba pueda aspirar aire es:

$$V = (M/\rho) \times 1.15 = 10 \text{ m}^3$$

Tolerancia 10% para estimar el volumen del tanque; ésta tolerancia nos permite especificar la capacidad del tanque:

$$V_t = \text{capacidad del tanque} = 1.1V = 11 \text{ m}^3$$

Relación típica longitud-diámetro para tanques de día:

3-5 .(21).

Para: $L/D = 3$ (1)

Esta relación de diseño es aplicada en todos los tanques siguientes.

Para un cilindro:

$$V = (\pi/4) \cdot D^2 \cdot L \quad (2)$$

(1) en (2):

$$D = (4V/3)^{1/3} \quad (3)$$

Reemplazando en (3):

$$D = 1.67\text{m.}$$

$$\text{Luego } L = 5.01\text{m}$$

Nivel alcanzado por el Polioliol al inicio de la jornada:

$$V_{\text{Polioliol},i} = (\pi/4) D^2 \cdot h_{p,i}$$

$$10 = (\pi/4) (1.67^2) h_{p,i}$$

$$\text{Entonces } h_{p,i} = 4.57\text{m}$$

Nivel alcanzado por el Polioliol al final de la jornada:

$$V_{\text{Polioliol},f} = (\pi/4) D^2 \cdot h_{p,f}$$

$$(M/\rho) \times 0.15 = (\pi/4) (1.67^2) h_{p,f}$$

$$\text{Entonces } h_{p,f} = 0.59\text{m.}$$

Presión máxima en la salida del tanque:

$$P = P_{\text{aire}} + P_{\text{Polioliol}}$$

$$= \gamma_{\text{aire}} \times h_{\text{aire}} + \gamma_{\text{Polioliol}} \times h_{\text{Polioliol}}$$

$$\gamma_{\text{aire}} = 1.3 \text{ Kg/m}^3$$

$$h_{\text{aire}} = h_{\text{tanque}} - h_{p,i} = 5.01 - 4.57 = 0.44\text{m}$$

$$\text{Luego: } P = 1.3 \times 0.44 + 1020 \times 4.57$$

$$P = 4661.97 \text{ Kg/m}^2 \langle \rangle 6.64 \text{ lb/pulg}^2$$

Tanque 2.-

Función : Almacenamiento de TDI

Tipo de recepción : Tanque de día

Características del fluido:

- Apariencia : líquido incoloro, con olor fuerte picante.
- P_{vapor} a $25^{\circ}\text{C} = 0.03 \text{ mbar}$
- Peso Específico a $25^{\circ}\text{C} = 1220 \text{ Kg/m}^3$

Características del recipiente:

Tanque atmosférico cerrado, de forma cilíndrica vertical

Material: Acero inoxidable.

Controles en el recipiente:

La presencia de grandes cantidades de humedad o agua puede producir suficiente dióxido de Carbono como para romper los recipientes; es por ello que el recipiente utilizado con el TDI debe estar limpio y debe purgarse con gas seco antes de usarse.

Cálculos para especificación.-

Según el balance de masa para una corrida $M = 4853.2 \text{ Kg}$ de TDI

$$V = \text{Vol de TDI en el tanque} = (M/\rho) \times 1.15 = 4.57 \text{ m}^3$$

$$\text{Tolerancia } 10\% \quad V_t = 1.1 \times 4.57 = 5.03 \text{ m}^3$$

$$\text{Relación } L/D = 3$$

$$D = (4V/3)^{1/3} = 1.29 \text{ m}$$

$$L = 3.86 \text{ m.}$$

Nivel de TDI al inicio de la jornada:

$$V_{\text{TDI},i} = (\pi/4) D^2 h_{\text{TDI},i}$$

$$\text{Luego} \quad h_{\text{TDI},i} = 3.50 \text{ m.}$$

Nivel de TDI al final de la jornada:

$$V_{\text{TDI},f} = (\pi/4) D^2 h_{\text{TDI},f}$$

$$\text{Luego} \quad h_{\text{TDI},f} = 0.46 \text{ m.}$$

Presión máxima a la salida del tanque:

$$P = P_{\text{aire}} + P_{\text{TDI}}$$

$$= \gamma_{\text{aire}} h_{\text{aire}} + \gamma_{\text{TDI}} h_{\text{TDI}}$$

$$= 1.3 \times (3.86 - 3.50) + 1220 \times 3.50$$

$$= 4270.47 \text{ Kg/m}^2 \langle \rangle 6.08 \text{ lb/pulg}^2$$

Observación : debido a que el método de especificación es semejante para todos los tanques, sólo se indicarán los parámetros más importantes.

Tanque 3.-

Función : Almacenamiento de Amina

Tipo de recepción : Tanque de día

Características del fluido:

- Apariencia : líquido Pardo
- Solubilidad en agua : ilimitada
- Peso Específico : 905Kg/m^3 a 20°C

Características del Recipiente:

- Tanque atmosférico Cerrado, en forma cilíndrica Vertical
- Material : Acero Inoxidable

Especificaciones de diseño y operación:

- Masa de Amina requerida = 12.0Kg
- Vol Amina = 0.015 m^3
- Vol Tanque = 0.017 m^3
- Diámetro tanque = 0.19m .
- Altura del tanque: $L= 0.57\text{m}$
- Nivel al inicio de la jornada = 0.53m .
- Nivel al final de la jornada = 0.07m
- Presión máxima de Salida = $479.70\text{ Kg/m}^2\langle\rangle$
 0.68lb/pulg^2

Tanque 4.-

Función de Almacenamiento : Cloruro de Metileno

Tipo de Recepción : Tanque de día

Características del fluido:

- Apariencia : Líquido incoloro

No tiene punto de inflamación espontánea

-Peso Específico a 20°C = 1340Kg/m³

Características del recipiente:

- Tanque atmosférico cerrado, de forma cilíndrica vertical

- Material : Acero Inoxidable

Especificaciones de diseño y operación:

- Masa de CH₂Cl₂ requerida = 177.5Kg

- V_{CH₂Cl₂} = 0.15m³

- V_{Tanque} = 0.177m³

- Diámetro del tanque = 0.41m

- Altura del tanque = 1.24m

- Nivel de CH₂Cl₂ al inicio = 1.14m

- Nivel de CH₂Cl₂ al final = 0.15m

- Presión máxima a la salida =

1527.73Kg/m²<>2.18lb/pulg²

Tanque 5.-

Función de Almacenamiento : Silicona

Tipo de Recepción : Tanque de día

Características del fluido:

-Apariencia : Líquido viscoso

-Valor pH de una sol. acuosa al 4% a 20°C = 10

-Peso Específico a 20°C = 1035Kg/m³

Características del recipiente:

- Tanque atmosférico cerrado, de forma cilíndrica vertical
- Material : Acero Inoxidable

Especificaciones de diseño y operación:

- Masa de Silicona requerida = 93.2Kg
- $V_{\text{Silicona}} = 0.104\text{m}^3$
- $V_{\text{Tanque}} = 0.114\text{m}^3$
- Diámetro del tanque = 0.36m
- Altura del tanque = 1.08m
- Nivel de silicona al inicio = 1.02m
- Nivel de silicona al final = 0.13m.
- Presión máxima de salida del tanque = 1055.78 Kg/m²<>1.51lb/pulg².

Tanque 6.-

Función de Almacenamiento : Agua

Tipo de Recepción : Tanque de día

Características del fluido:

- Apariencia : Líquido incoloro
- Peso Específico a 20°C = 1,000Kg/m³

Características del recipiente:

- Tanque atmosférico cerrado, de forma cilíndrica vertical

- Material : Plástico

Especificaciones de diseño y operación:

- Masa de Agua requerida = 379.8Kg
- $V_{\text{Agua}} = 0.44\text{m}^3$
- $V_{\text{Tanque}} = 0.48\text{m}^3$
- Diámetro del tanque = 0.59m
- Altura del tanque = 1.77m
- Nivel de agua al inicio = 1.61m
- Nivel de agua al final = 0.21m.
- Presión máxima de salida del tanque =
1,610.21 Kg/m²<>2.29lb/pulg².

Tanque 7.-

Función de Almacenamiento : Octoato de Sn.

Tipo de Recepción : Tanque de día

Características del fluido:

- Apariencia : Líquido oleoso
- Solubilidad: Soluble en polioles y solventes orgánicos.
- Peso Específico a 20°C = 1,250Kg/m³

Características del recipiente:

- Tanque atmosférico cerrado, de forma cilíndrica vertical
- Material : Acero Inoxidable

Especificaciones de diseño y operación:

- Masa de Octoato de Sn. requerida = 19.1Kg
- $V_{\text{Octoato de Sn}} = 0.018\text{m}^3$
- $V_{\text{Tanque}} = 0.019\text{m}^3$
- Diámetro del tanque = 0.20m
- Altura del tanque = 0.60m
- Nivel de Octoato de Sn al inicio = 0.57m
- Nivel de Octoato de Sn al final = 0.07m.
- Presión máxima de salida del tanque =
712.5 Kg/m²<>1.02 lb/pulg².

5.5.4.- Diseño de tuberías .-

El dimensionamiento de las líneas se inicia con la determinación del diámetro respectivo.

Las fórmulas utilizadas sirven para la determinación del diámetro interno de tubería, además estos son independientes de la longitud. Las fórmulas fueron planteadas por Kent(22).

Diámetro típico para líquidos fluídos limpios:

$$d = 2.607(w/\rho)^{0.434} \quad (Z)$$

Diámetro típico para fluídos corrosivos:

$$d = 1.457 \frac{(w)^{1/2}}{\rho^{1/3}} \quad (Y)$$

donde:

w : razón de flujo 1000lb/hr

ρ : densidad lb/pie³

Tenemos los datos:

Cuadro 5.10.

Reactivo	w(Kg/min)	W(1000lb/hr)	ρ (Kg/m ³)	ρ (lb/pie ³)
Poliol	55.400	7.313	1020	63.60
TDI	30.300	4.000	1220	76.00
Amina	0.075	0.010	905	56.38
Octoato de Sn	0.120	0.016	1250	77.87
Agua	2.400	0.317	1000	62.30
Clor.Metileno	1.100	0.145	1340	83.48
Silicona	0.600	0.080	1035	64.48

Reemplazando en las fórmulas respectivas para cada fluido tenemos:

Cuadro 5.11.

Reactivo	Diámetro interno (d pulg.)
Poliol	1.02
TDI	0.69
Amina	0.04
Octoato de Sn.	0.07
Agua	0.21
Clor.Metileno	0.13
Silicona	0.14

Comercialmente tenemos los siguientes diámetros nominales disponibles en el mercado.

Cuadro 5.12.

Reactivo	Diámetro nominal (pulg.)	Característica de la tubería
Poliol	1.00	Tubería de hierro fundido.
TDI	0.75	Tubería acero inoxidable
Amina	0.06	Tubing size 14 C-flex
Octoato de Sn	0.06	Tubing size 14 Norprene
Agua	0.25	Tubing size 17 Norprene
Clor.Metileno	0.19	Tubing size 25 Viton
Silicona	0.19	Tubing size 25 Norprene.

Los tubing empleados son tuberías de material plástico especial para el tipo de fluido que se requiera; son importantes por sus características flexibles así como por su gran maniobrabilidad.

Cálculo para el diámetro de tubería del mezclador sin movimiento.-

Aplicaremos la ecuación (z).(ver 5.5.4.)

Tenemos: $w = 1.5 \text{ K/sg} <> 11.88 (1000 \text{ lb/hr})$

$\rho_{\text{mezcla}} = 1.090 \text{ Kg/m}^3 <> 67.95 \text{ lb/pie}^3$

Reemplazando:

$d = 1.22 \text{ pulg.}$

diámetro disponible en el mercado : 1 1/4 pulg.

5.5.5. Selección de Bombas.-

Para seleccionar una bomba se requiere básicamente conocer el tipo de fluido a transportar así como el caudal y la potencia de la bomba. Calcularemos entonces dichos parámetros de selección.

Cálculo de caudales.-

Usamos la siguiente ecuación:

$$Q = w / [\rho(3.785 \times 10^{-3} \text{m}^3 / 1 \text{ gal})]$$

Donde:

w en Kg/min

ρ en Kg/m³

Con los datos del cuadro 5.10., en la fórmula anterior obtenemos los siguientes resultados:

Cuadro 5.13

Reactivo	Caudal (gpm)
Poliol	14.350
TDI	6.560
Amina	0.022
Octoato de Sn.	0.250
Agua	0.630
Clor. Metileno	0.220
Silicona	0.150

Cálculo de potencia.-

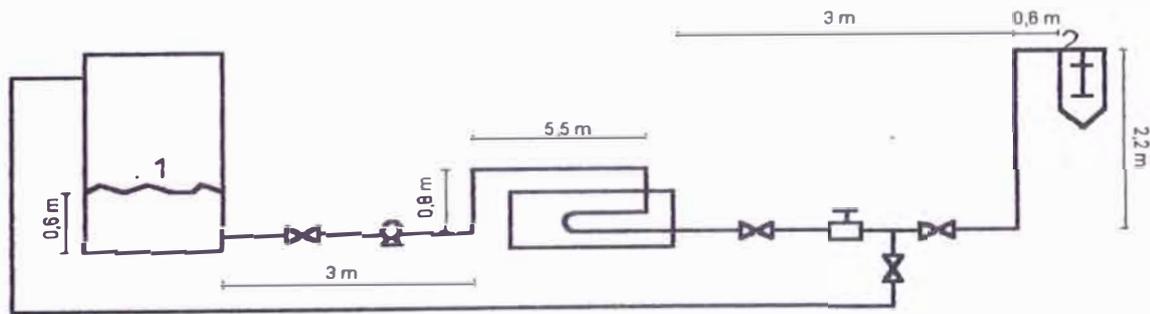
Para efectuar este cálculo se requiere el balance de energía.

POLIOL- Balance de Energía Mecánica.-

1.- Tanque de Polioliol-Reactor.-

El balance de energía se realiza para transferir el polioliol desde el tanque respectivo hasta el tanque mezclador, ésta potencia requerida será máxima cuando el nivel del polioliol se encuentra en el punto mínimo de la jornada, es decir, $h_{\text{Polioliol},f} = 0.60\text{m}$.

Sea el sistema:



Balance de energía entre los puntos 1 y 2 del sistema

$$\frac{P_1 + z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + H_b}{\rho g} = \frac{P_2 + z_2 + \frac{V_2^2}{2g} + hf_{\text{Int}} + hf_{\text{tub}} + hf_{\text{acc}} + hf_{\text{mezclad.}}}{\rho g} \quad \text{sin mov.}$$

... (A)

$$(1) \quad \frac{P_1}{\rho g} = \frac{\rho_{\text{aire}} g h_{\text{aire}}}{\rho_{\text{polioliol}} g} = \frac{1.3(5.1 - 0.6)}{1020} = 0.006\text{m}$$

$$(2) \quad z_1 = 0.60\text{m.}$$

$$(3) \quad \frac{v_1^2}{2g} = 0$$

$$(4) \quad \frac{P_2}{\rho g} = 0$$

$$(5) \quad z_2 = 2.2\text{m}$$

$$(6) \quad \frac{v_2^2}{2g}$$

Calculamos v_2 :

$$Q = w/\rho = \frac{(55.4\text{Kg/min}) \times (1\text{min}/60\text{s})}{1020\text{Kg/m}^3}$$

$$= 9.052 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A = (\pi/4)d^2 \quad d \text{ nom} = 1 \text{ pulg} \leftrightarrow 0.0267\text{m.}$$

$$= 5.60 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

Como $Q = vA$

$$\text{Entonces: } v_2 = Q/A = 1.62\text{m/s.}$$

$$y \quad \frac{v_2^2}{2g} = 0.134\text{m.}$$

$$(7) \quad hf_{int} = \Delta P / \rho \cdot g$$

$$\Delta P = 0.0906\text{Kg/cm}^2 \leftrightarrow 8878.8\text{Kg/m} \cdot \text{s}^2$$

$$hf_{int} = (8878.8\text{Kg/m} \cdot \text{s}^2) / (1020\text{Kg/m}^3 \times 9.8\text{m/s}^2)$$

$$= 0.888\text{m.}$$

$$(8) \quad h_{ftub} = f(L/d)(v_2^2/2g)$$

Se halla f :

$$Re = v \cdot d \cdot \rho / \mu$$

$$\rho = 1020 \text{ Kg/m}^3$$

$$d_i = 0.0267\text{m.}$$

$$v = 1.62 \text{ m/s}$$

$$\mu = 1969.2 \text{ Kg/m.h} < > 0.547 \text{ Kg/m.s}$$

$$\text{Luego: } Re = 80.66$$

Se observa que el Re se encuentra en la región de régimen laminar. Mataix (23).

$$f = 64/Re = 0.79$$

Longitud de la tubería = 14.9m.

Reemplazando valores:

$$hf_{\text{tub}} = 59.0 \text{ m.}$$

$$(9) \quad hf_{\text{acc.}} = \xi_{\text{acc.}} \cdot (v^2/2g)$$

ξ = coeficiente de pérdida de los distintos accesorios. (en nuestro caso : válvulas, codos, embocaduras, medidor, tes, salidas)

$$\xi_{\text{acc}} = \xi_1 + \xi_2 + \dots$$

de tablas:

$$\xi_{\text{Salida suave}} = 0.15$$

$$\xi_{\text{Válvula}} = 2.00$$

$$\xi_{\text{Codo}} = 0.25$$

$$\xi_{\text{Embocadura}} = 0.75$$

$$\xi_{\text{Medidor}} = 1.50$$

$$\xi_{\text{Te}} = 2.00$$

$$\text{Entonces: } \xi_{\text{acc.}} = 11.65$$

$$hf_{\text{acc}} = 11.65 \times (1.62^2/2 \times 9.8) = 1.558 \text{ m.}$$

$$(10) \quad hf_{\text{mezclador}} = f(L/d)(v^2/2g)$$

sin mov.

$$v = Q/A \quad Q = 9.052 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$d_{\text{nom}} = 1 \frac{1}{4} \text{ pulg} \langle \rangle 0.03175 \text{ m.}$$

$$\text{Luego : } v = 1.14 \text{ m/s}$$

$$Re = \rho \cdot v \cdot d / \mu$$

$$\rho = 1090 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Entonces: } Re = 67.50$$

$$f = 64/Re = 0.95$$

$$\text{Reemplazando: } hf_{\text{mezclador}} = 2.77 \text{ m.}$$

Finalmente reemplazando en (A):

$$0.006 + 0.60 + 0 + H_b = 0 + 2.2 + 0.134 + 0.888 + 59 + 1.558 + 2.77$$

$$H_b = 65.944 \text{ m.}$$

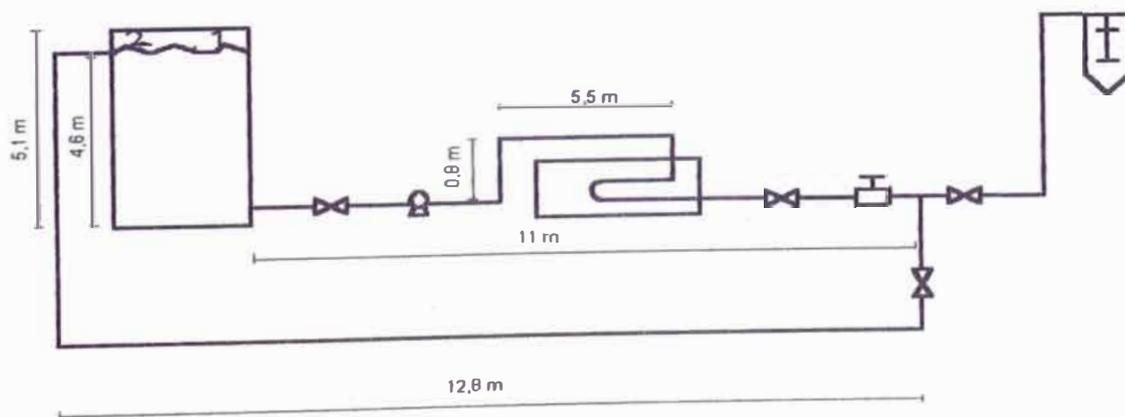
$$Pot = Q \cdot \rho \cdot g \cdot H_b = 0.80 \text{ Hp}$$

$$Pot_{\text{real}} = Pot / 0.7 = 1.14 \text{ Hp}$$

2.- Recirculación.-

Como al inicio del proceso, es necesario calibrar el flujo; luego se requiere recircular el fluido, se calcula la potencia para cubrir el reciclo.

Sea el sistema:



Balance de energía entre los puntos 1 y 2 del sistema

$$\frac{P_1}{\rho g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_b = \frac{P_2}{\rho g} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + hf_{int} + hf_{tub} + hf_{acc} \quad \dots \quad (B)$$

$$\frac{P_2}{\rho g} - \frac{P_1}{\rho g} = 0$$

$$z_2 - z_1 = 0$$

$$\frac{v_1^2}{2g} = 0$$

$$\frac{v_2^2}{2g} = 0.134m. \quad \text{calculado anteriormente}$$

$$hf_{int} = 0.888m. \quad \text{calculado anteriormente}$$

$$hf_{tub} = f(L/d)(v_2^2/2g)$$

$$f = 0.79 \quad \text{calculado anteriormente}$$

Longitud de la tubería = 29.4m.

$v_2 = 1.62m/s$ calculado anteriormente

$d = 0.0267m$.

Reemplazando valores:

$$hf_{tub} = 116.48m.$$

$$hf_{acc.} = \xi_{acc.}(v^2/2g)$$

ξ = coeficiente de pérdida de los distintos

accesorios. (válvulas, codos, embocaduras, medidores, salidas)

$$\xi_{acc} = \xi_1 + \xi_2 + \dots$$

de tablas:

$$\xi_{Salida suave} = 0.15$$

$$\xi_{Válvula} = 2.00$$

$$\xi_{Codo} = 0.25$$

$$\xi_{\text{Embocadura}} = 0.75$$

$$\xi_{\text{Medidor}} = 1.50$$

$$\xi_{\text{Te}} = 2.00$$

$$\text{Entonces: } \xi_{\text{acc.}} = 9.90\text{m.}$$

$$hf_{\text{acc}} = 9.90 \times (1.62^2 / 2 \times 9.8) = 1.324\text{m.}$$

Finalmente reemplazando en (B):

$$H_b = 118.85\text{m.}$$

$$\text{Pot} = Q \cdot \rho \cdot g \cdot H_b = 1.44\text{Hp}$$

$$\text{Pot}_{\text{real}} = \text{Pot} / 0.7 = 2.06\text{Hp}$$

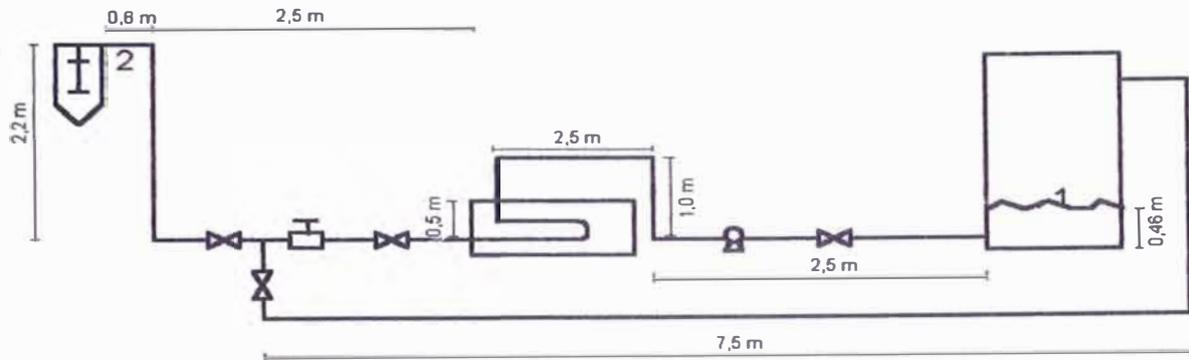
Luego la bomba que se requiere instalar debe tener una potencia de 2.25Hp(existente en el mercado).

TDI-Balance de energía Mecánica.-

1.- Tanque de TDI-Reactor

El balance de energía se realiza para transferir el TDI desde el tanque respectivo hasta el tanque mezclador, ésta potencia requerida será máxima cuando el nivel del TDI se encuentra en el punto mínimo de la jornada, es decir, $h_{\text{TDI},f} = 0.46\text{m.}$

Sea el sistema:



Balace de energía entre los puntos 1 y 2 del sistema

$$\frac{P_1}{\rho g} + z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + H_b = \frac{P_2}{\rho g} + z_2 + \frac{V_2^2}{2g} + hf_{Int} + hf_{tub} + hf_{acc} + hf_{mezclad.} \quad \dots \quad (A)$$

sin mov.

$$(1) \quad \frac{P_1}{\rho \cdot g} = \frac{\rho_{aire} \cdot g h_{aire}}{\rho_{TDT} \cdot g} = \frac{1.3(3.86 - 0.46)}{1220} = 0.0036m$$

$$(2) \quad z_1 = 0.46m.$$

$$(3) \quad \frac{V_1^2}{2g} = 0$$

$$(4) \quad \frac{P_2}{\rho g} = 0$$

$$(5) \quad z_2 = 2.2m$$

$$(6) \quad \frac{V_2^2}{2g}$$

Calculamos v_2 :

$$Q = w/\rho = \frac{(30.3Kg/min) \times (1min/60s)}{1220Kg/m^3}$$

$$= 4.139 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A = (\pi/4)d^2 \quad d_{\text{nom}} = 3/4 \text{ pulg.} \langle \rangle 0.0208\text{m.}$$

$$= 3.40 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

Como $Q = vA$

Entonces: $v_2 = Q/A = 1.22\text{m/s.}$

Y $\frac{v_2^2}{2g} = 0.076\text{m.}$

$$(7) \quad hf_{\text{int}} = \Delta P / \rho \cdot g$$

$$\Delta P = 0.60 \times 10^{-3} \text{Kg/cm}^2 \langle \rangle 58.8 \text{Kg/m.s}^2$$

$$hf_{\text{int}} = (58.8 \text{Kg/m.s}^2) / (1220 \text{Kg/m}^3 \times 9.8 \text{m/s}^2)$$

$$= 0.005\text{m.}$$

$$(8) \quad hf_{\text{tub}} = f(L/d)(v_2^2/2g)$$

Se halla f:

$$Re = \rho \cdot v \cdot d / \mu$$

$$\rho = 1220 \text{ Kg/m}^3$$

$$d_i = 0.0208\text{m.}$$

$$v = 1.22\text{m/s}$$

$$\mu = 12 \text{Kg/m.h} \langle \rangle 0.0033 \text{Kg/m.s}$$

Luego: $Re = 9381.4$

Según el material $\epsilon = 0.00015$

rugosidad relativa = $\epsilon/d = 0.00015/0.75$

$$\epsilon = 0.0002$$

Del diagrama de Moody:

$$f = 0.032 \text{ (Mataix (23))}$$

Longitud de la tubería = 11.0m.

Reemplazando valores:

$$hf_{\text{tub}} = 1.29\text{m.}$$

$$(9) \quad hf_{\text{acc.}} = \xi_{\text{acc.}}(v^2/2g)$$

ξ = coeficiente de pérdida de los distintos accesorios.

(válvulas, codos, embocaduras, medidor, tes, salidas).

$$\xi_{\text{acc}} = \xi_1 + \xi_2 + \dots$$

de tablas:

$$\xi_{\text{Salida suave}} = 0.09$$

$$\xi_{\text{Válvula}} = 1.80$$

$$\xi_{\text{Codo}} = 0.20$$

$$\xi_{\text{Embocadura}} = 0.50$$

$$\xi_{\text{Medidor}} = 1.50$$

$$\xi_{\text{Te}} = 2.00$$

$$\text{Entonces:} \quad \xi_{\text{acc.}} = 10.49$$

$$hf_{\text{acc}} = 10.49 \times (1.22^2 / 2 \times 9.8) = 0.80\text{m.}$$

$$(10) \quad hf_{\text{mezclador}} = f(L/d)(v^2/2g)$$

sin mov.

$$v = Q/A \quad Q = 4.139 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$d_{\text{nom}} = 1 \frac{1}{4} \text{ pulg.} \langle \rangle 0.03175\text{m.}$$

$$\text{Luego :} \quad v = 0.53\text{m/s}$$

$$Re = \rho \cdot v \cdot d / \mu$$

$$\rho = 1090\text{Kg/m}^3$$

$$\text{Entonces:} \quad Re = 6221.07$$

De Moody $f = 0.026$

Reemplazando: $hf_{\text{mezclador}} = 0.016\text{m}$.

Finalmente reemplazando en (A):

$$0.0036 + 0.46 + 0 + H_b = 0 + 2.2 + 0.076 + 0.005 + 1.29 + 0.8 + 0.016$$

$$H_b = 3.92\text{m}$$

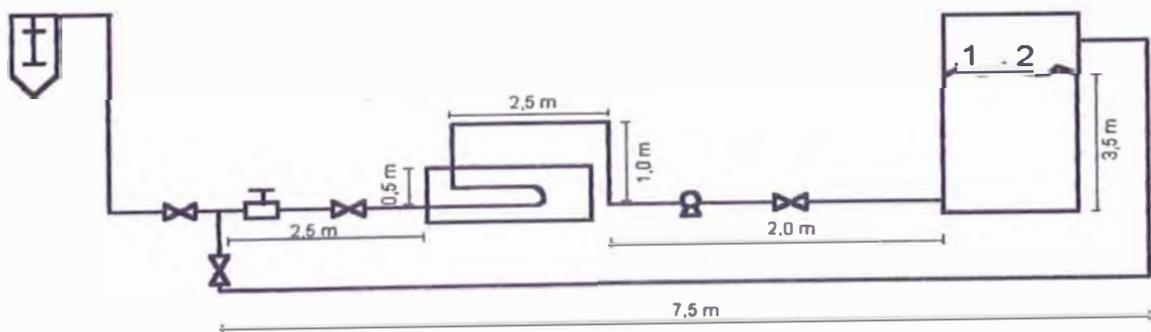
$$\text{Pot} = Q\rho g H_b = 0.026\text{Hp}$$

$$\text{Pot}_{\text{real}} = \text{Pot}/0.7 = 0.037\text{Hp}$$

2.- Recirculación.-

Como al inicio del proceso, es necesario calibrar el flujo; luego se requiere recircular el fluido, se calcula la potencia para cubrir el reciclo

Sea el sistema:



Balance de energía entre los puntos 1 y 2 del sistema

$$\frac{P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_b}{\rho g} = \frac{P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + hf_{\text{Int}} + hf_{\text{tub}} + hf_{\text{aoc}}}{\rho g} \quad \dots (B)$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} = 0$$

$$z_2 - z_1 = 0$$

$$\frac{v_1^2}{2g} = 0$$

$$\frac{v_2^2}{2g} = 0.076\text{m. calculado anteriormente}$$

$$hf_{\text{int}} = 0.005\text{m. calculado anteriormente}$$

$$hf_{\text{tub}} = f(L/d)(v_2^2/2g)$$

$$f = 0.032 \text{ calculado anteriormente}$$

$$\text{Longitud de la tubería} = 18.6\text{m.}$$

$$v_2 = 1.22\text{m/s calculado anteriormente}$$

$$d = 0.0267\text{m.}$$

Reemplazando valores:

$$hf_{\text{tub}} = 2.17\text{m.}$$

$$hf_{\text{acc.}} = \xi_{\text{acc.}}(v^2/2g)$$

$\xi_{\text{acc.}}$ = coeficiente de pérdida de los distintos accesorios. (válvulas, codos, embocaduras, medidores, salidas).

$$\xi_{\text{acc}} = \xi_1 + \xi_2 + \dots$$

de tablas:

$$\xi_{\text{Salida suave}} = 0.09$$

$$\xi_{\text{Válvula}} = 1.80$$

$$\xi_{\text{Codo}} = 0.20$$

$$\xi_{\text{Embocadura}} = 0.50$$

$$\xi_{\text{Medidor}} = 1.50$$

$$\xi_{Te} = 2.00$$

Entonces: $\xi_{acc} = 8.89m.$

$$hf_{acc} = 8.89 \times (1.22^2 / 2 \times 9.8) = 0.67m.$$

Finalmente reemplazando en (B):

$$H_b = 2.92m.$$

$$Pot = Q \cdot \rho \cdot g \cdot H_b = 0.019Hp$$

$$Pot_{real} = Pot / 0.7 = 0.028Hp$$

Observación.- Según se muestra en los balances de energía precedentes, el proceso es repetitivo, luego para los demás reactivos sólo se indica el resultado final del balance, es decir la potencia de la bomba necesaria para la operación.

Cuadro 5.14.

Reactivo	Potencia Requerida (Hp)
Amina	1.74×10^{-3}
Agua	4.00×10^{-3}
Octoato de Sn	3.83×10^{-3}
Silicona	1.43×10^{-3}
Cloruro Metileno	5.18×10^{-3}

Como se observa de los resultados del cuadro 5.14., se requieren **microbombas**, las cuales se encuentran disponibles en el mercado.

Con los datos anteriormente obtenidos y conociendo las características de cada fluido se seleccionan las siguientes bombas. Cole Parmer (24), Soisson (25):

Bomba de Poliol.-

-Tipo: De engranajes, la cual es útil para fluidos viscosos.

-Cuerpo y Engranajes:

Hierro fundido, sello mecánico : Nitrilo

-Potencia: 2.25Hp (1725rpm)

-Caudal máximo : 20 gpm

Bomba de TDI.-

-Tipo: Peristáltica; pues el TDI es un fluido corrosivo, no puede estar en contacto con los componentes de la bomba, el fluido se bombea a través de un tubo plástico y no entra en contacto con el mecanismo que genera el flujo medido.

-Material:

Cabeza de bomba : Acero Inoxidable

Tubing : Viton size 90 ($d_{nom} = 0.75$ pulg.)

-Potencia : 0.5Hp (290 rpm)

-Caudal máximo : 10 gpm.

Bomba de Cloruro de Metileno.-

-Tipo : Microbomba de desplazamiento positivo ASTI Teflón ; éstas bombas requieren pequeño mantenimiento y son fáciles de limpiar. Ideal para solventes.

Material:

Cuerpo y Sello : Teflón

-Potencia : 1/20Hp (1725 rpm)

-Caudal máximo : 925 ml/min.

Bomba de Octoato de Sn.-

-Tipo : Microbomba de engranaje

-Material:

Cuerpo: 316 SS

Engranaje : Grafito

Sellos : Teflón

-Potencia : 0.05Hp (800 rpm)

-Caudal máximo : 126ml/min.

Bomba de Silicona.-

-Tipo : Microbomba de engranaje con cabeza de bomba tipo cavidad, la cual es útil para fluidos viscosos.

-Material:

Cuerpo : 316 SS

Engranaje : Nylon

Sellos : Teflón

-Potencia : 0.12Hp (1000 rpm)

-Caudal máximo : 2460ml/min.

Bomba de Agua.-

-Tipo : Engranaje

-Material:

Cuerpo y Engranaje : Bronce de alto grado

Estas bombas son apropiadas para el bombeo de agua y además de bajo costo.

Sellos : Carbón/Cerámico

-Potencia : 1/4Hp (600 rpm)

-Caudal máximo : 3000ml/min.

Bomba de Amina.-

-Tipo : Peristáltica , por las mismas razones expuestas para el TDI.

-Material:

Cabeza de bomba : Acero Inoxidable.

Tubing : Size 14 C-FLEX

-Potencia : 1/20Hp (600 rpm)

-Caudal máximo : 130ml/min.

5.5.6. Tanque Mezclador - Reactor.-

Esta es la etapa más crítica del proceso por la precisión que debe obtenerse en la mezcla y sobre todo la eficiencia de la misma. Es por ello que el diseño completo del tanque mezclador comprende incluso un mezclador previo en la línea que alimenta al reactor según el gráfico que se muestra en la figura 5.9.

Para un buen mezclado requerimos un mezclador sin movimiento, la longitud de este es 0.5 m suficiente para una eficiente mezcla (una longitud mayor conduce a un mayor tiempo de contacto lo cual puede acarrear problemas, pues la reacción puede producirse antes de la salida del reactor).

La línea que viene acoplada al mezclador sin movimiento tiene entradas en forma de Y para los reactivos exceptuando el poliol, el cual constituye la corriente principal, el TDI y el Octoato de Sn. que se mezclan al final, pues son aquellos que van a dar inicio a la reacción de espumación.

El mezclado sin movimiento puede subdividir y volver a cambiar los filamentos de fluidos viscosos. El mezclador es una serie de aspas de metal o elementos insertados dentro de una sección de tubería. Cada uno de los elementos divide el fluido, lo hace girar y lo entrega

al elemento siguiente, el cual lo subdivide y lo mezcla aún más (24).

Los mezcladores sin movimiento se usan para la mezcla de líquidos viscosos bajo condiciones donde no es necesario o no se desea la turbulencia(21).

Las especificaciones de la tubería de mezcla son:

$$l = 0.5\text{m}$$

$$d = 1/4 \text{ pulg. ver 5.5.4.}$$

$$w = 1.5 \text{ Kg/sg; } \rho = 1,090 \text{ Kg/m}^3$$

entonces:

$$Q = w/\rho = 0.0014\text{m}^3/\text{sg}$$

$$v = 1.77 \text{ m/sg.}$$

Entradas de los reactivos en la tubería acoplado al mezclador en forma de "Y". Material acero inoxidable corriente principal: Polioli.

Diseño del tanque mezclador - reactor.-

Es aquí donde se inicia la reacción de polimerización al completarse adecuadamente la mezcla.

Dimensiones del tanque.

$$l = 0.78 \text{ m. sin incluir la boquilla de salida.}$$

$$D = 0.39 \text{ m.}$$

$$H = \text{Altura del tanque sin incluir la forma cónica}$$

$$= 0.63\text{m}$$

Altura de la caída de la mezcla desde la salida del tanque mezclador a la cinta transportadora : 0.05 m.

Seleccionamos un agitador dual (dos agitadores en el eje) tipo turbina de seis palas (el cual es de uso universal, incluso en el caso de productos viscosos como el nuestro).

Características del agitador de turbina.-

$d =$ diámetro del rodete = 0.13 m.

$h =$ altura del rodete, sobre el fondo sin considerar la forma cónica. = 0.13.

número de chicanas = 0

separación entre ambos agitadores = 0.3 m.

Altura del tronco de cono del tanque mezclador = 0.15 m.

número de revoluciones del agitador = 3000 rpm.

diámetro de la línea de salida del reactor = 0.03175m = 1 1/4 pulg.

Cálculo de la potencia del agitador inferior.-

$n = 3000 \text{rpm.} = 50 \text{ rps.}$

$\rho = 1,090 \text{ Kg/m}^3.$

$d = 0.13 \text{m.}$

$\mu = 338 \text{ cp.} = 0.338 \text{ Kg/m.sg.}$

$Re = n \cdot d^2 \cdot \rho / \mu = 2725$

$$D/d = 3$$

$$h/d = 1$$

De la figura V.8.7 de Wuithier (19), Curva 4*, determinamos:

$$N_p \cdot F_r^m = 2.1 \quad \text{donde } m = (\log Re - \alpha) / \beta ; \quad \alpha = 1 \text{ y } \beta = 40$$

$$\text{entonces: } m = 0.0609$$

$$\text{además: } F_r = d \cdot n^2 / g_c = 0.13 \times 50^2 / 9.81 = 33.13$$

$$\text{Luego: } N_p = 1.70$$

Se Calcula la potencia:

$$\text{Pot*} = N_p \cdot d^5 \cdot n^3 \cdot \rho / g_c$$

$$\text{Reemplazando } \text{Pot*} = 876.66 \text{ Kg.m/s.} = 12.52 \text{ Hp} \langle \rangle 9.34 \text{ Kw}$$

Cálculo de la potencia para el agitador superior.-

$$d = \text{Diámetro del rodete} = 0.13 \text{ m.}$$

$$h = \text{altura del rodete sobre el fondo sin considerar la forma cónica} = 0.43 \text{ m}$$

$$\text{Luego } D/d = 3 \text{ y } h/d = 3.3$$

Las condiciones del proceso son similares al agitador anterior (n, ρ, μ, Re).

De la figura V.8.7 Wuithier (19); curva 4* (pg. 1363):

$$N_p \cdot F_r^m = 2.1$$

$$m = 0.0609 \quad \text{cálculo similar al anterior agitador}$$

$$F_r = 33.13$$

$$N_p = 1.70$$

Pot* = 876.66 Kg.m/s <>12.52Hp <>9.34Kw

Como el caso estudiado no corresponde exactamente al de los elementos geométricos patrones del cuadro V.8.1 (Wuithier (19)) , es necesaria la siguiente corrección:

$$Pot = \sqrt{\frac{(D/dxH/d)}{(D/dxH/d)_{cuadro}} x Pot^*}$$

Se tiene:

$D/d_{real} = 3$, $H/d_{real} = 0.63/0.13 = 4.85$

$D/d_{cuadro} = 3$, $H/d_{cuadro} = 3.3$ (promedio)

reemplazando :

$Pot_{real} = 1.21 x Pot^* = 15.15 Hp <> 11.30 Kw$

Como se trata de 2 impulsores con similar potencia:

Pot requerida = 30.30Hp <> 22.60 Kw

Pot instalada = Pot requerida x 1.3 = 39.39Hp

En el mercado se encuentran agitadores de Pot = 40Hp que es el que se instala.

5.5.7. Equipos Complementarios.-

Se entiende como equipos complementarios, todos aquellos que completan el proceso de producción; en nuestro caso:

- Túnel de espumación y accesorios.
- Maquinas cortadoras (vertical y horizontal).
- Equipo de refrigeración.
- Bombas de recirculación del agua de enfriamiento.

Mezcla de Reactivos

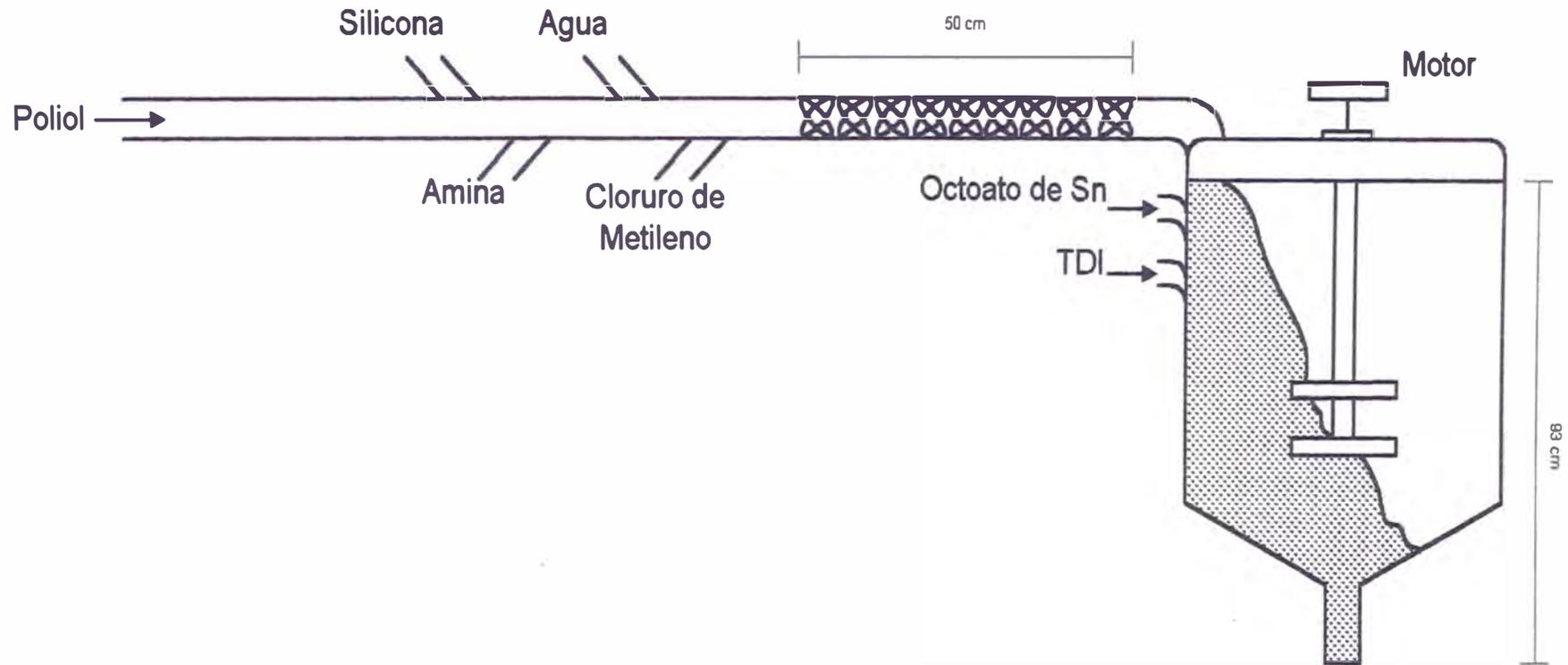


Figura 5.9

5.5.7.1. Túnel de espumación y accesorios.-

Para poder entender mejor las características del túnel de espumación veamos la figura 5.8.

El túnel de espumación tiene las siguientes dimensiones:

$l = 45\text{m.}$ donde:

30 metros para espumación real

5 metros donde la espuma avanza dando un tiempo para evitar pegajosidad.

5 metros para transporte hasta la cortadora.

5 metros para transporte de bloque cortado.

$a = 2 \text{ m.}$

$h = 1 \text{ m}$

Está compuesto por cuatro pares de rodillos, los cuales están conformados por rollos de papel, cada par de rodillos va en cada cara del túnel, los cuales son los que transportan a la espuma en crecimiento y giran a razón de $v_{\text{transversal}} = 2.18\text{m/min.}$ (ver 5.5.1.).

Estos rodillos son accionados con motores reguladores de velocidad.

En la parte superior del túnel se colocan una serie de extractores para eliminar los gases que se generan durante la reacción (26).

El material del túnel puede ser fabricado con planchas de fierro galvanizado.

5.5.7.2. Máquinas cortadoras.-

En el proceso se requieren:

Máquina cortadora vertical; es aquella que va a realizar el corte del "gusano" de espuma en bloques con la finalidad de favorecer su enfriamiento posterior en la zona de curado y facilidad de almacenaje.

Esta máquina consiste en una cuchilla tipo guillotina, viene acoplada en el túnel de espumación puede ser operada manualmente de manera muy sencilla por un solo operario.

En el proceso los bloques son cortados en medidas de 2m x 2m x 1m, 1.35m x 2m x 1m, 1.85m x 2m x 1m, las cuales son las medidas más comerciales, no descartándose la posibilidad de otras; gracias a la gran sencillez de ésta máquina.

- Máquina cortadora horizontal; ésta máquina es la que realiza el corte final, por lo tanto requiere de una mayor precisión.

Esta cortadora divide las piezas con una cuchilla orientada horizontalmente, lo cual permite:

- Mayor precisión durante el corte.
- Ninguna molestia para el personal por polvo de aserrado en el ambiente.

- Superficie de las piezas cortadas libre del polvo.
Se debe cuidar el perfecto afilado de la cuchilla, pues pequeñas imperfecciones en ésta trae como consecuencias problemas con las medidas deseadas (27).

Características:

Longitud de la banda de rodillos donde se van a colocar los bloques a cortar: 10 m. (aproximadamente 5 bloques por corte).

La velocidad máxima de corte es de 3 m/min., al cortar espumas con muy alta densidad se reduce ésta velocidad, pero no hay necesidad de variar el programa de corte.

5.5.7.3. Equipo de refrigeración.-

Este equipo tiene la finalidad de enfriar el agua necesaria para el intercambio del calor tanto para el polioliol como para el TDI.

Flujo de agua necesario para el intercambiador de Polioliol = 12,000 Kg/h = 3.33 Kg/sg.

Flujo de agua necesario para el intercambiador de TDI = 9,000 Kg/hr = 2.5 Kg/sg.

Según especificaciones brindadas por Cole Parmer (24), es factible utilizar enfriadores por inmersión.



Cortadora Vertical

Figura 5.10



Cortadora Horizontal

Figura 5.11

Enfriaremos el agua en dos tanques por separado con la finalidad de disminuir el tiempo requerido para su enfriamiento.

El agua de enfriamiento va a ser recirculada al mismo tanque, pues la temperatura de salida de ésta, sólo se incrementa a lo más en 1.2°C (ver apéndice 4).

Para especificar la potencia requerida utilizamos la siguiente correlación (Cole Parmer (24)).

$$\text{Pot(Watts)} = (V \times \Delta T \times 30 \times k) / t.$$

Donde: V = volumen total del líquido (litros)

ΔT = diferencia de temperaturas (°C)

t = tiempo de enfriamiento

k = constante de calor específico (1.0 para el agua).

Tenemos: V = 1500 lt.

ΔT = Tambiente-Tfinal requerida = 25-10 = 15°C

t = 480 min.

Reemplazando:

$$\text{Pot(Watts)} = 1406.3$$

Para compensar la pérdida por radiación:

$$\text{Pot(Watts)real} = 1.15 \times 1406.3 = 1617.2$$

En el mercado existen enfriadores con las siguientes características:

Capacidad de enfriamiento: rango [30-(-50)]°C.

Pot = 1800 Watts

hp de compresor = 1.5

5.5.7.4. Bombas de recirculación del agua de enfriamiento.- Se seleccionan bombas centrífugas, pues aquí no se requiere gran precisión en el flujo como en la dosificación de reactivos, éstas bombas se caracterizan por sus altas razones de flujo y bajas presiones, además de su bajo mantenimiento y fácil reparación.

Caudales:

Caudal de bomba de recirculación (intercambiador de poliol)

$$= w/\rho = \frac{12,000\text{kg/h}(1\text{h}/60\text{min})}{1,020 \text{ Kg/m}^3(3.785 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{lgl})}$$

$$= 51.8 \text{ gpm.}$$

Caudal de bomba de recirculación (intercambiador de TDI)

$$= w/\rho = \frac{9,000\text{kg/h}(1\text{h}/60\text{min})}{1,220 \text{ Kg/m}^3(3.785 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{lgl})}$$

$$= 32.5 \text{ gpm.}$$

Seleccionamos:

Bomba de recirculación (intercambiador de poliol):

Max.flujo = 55gpm(1,725rpm)

Head = 2.15m

Especificación de motor = 1/2Hp.

Bomba de recirculación (intercambiador de TDI):

Max.flujo = 35 gpm(1,725rpm)

Head = 2.15m.

Especificación del motor = 1/2Hp

El cálculo de la potencia necesaria de las bombas de recirculación se detalla en apéndice N° 5.

CAPITULO VI.- LOCALIZACION DE PLANTA

Dentro de éste capítulo se determina la más adecuada localización de la planta dentro del territorio nacional. La selección de la ubicación debe favorecer fundamentalmente o la minimización de costos y/o todos aquellos factores que afectan directamente sobre el precio de venta de la espuma flexible.

Los principales factores que de modo directo o indirecto condicionan la localización de la planta son los siguientes:

- Ubicación de mercados actuales y potenciales.
- Abastecimiento de materia prima
- Disponibilidad de mano de mano de obra.
- Disponibilidad de infraestructura de apoyo
- Disponibilidad de infraestructura urbana
- Efectos del medio ambiente.

6.1. SEGUN UBICACION DE MERCADOS ACTUALES Y POTENCIALES.-

Este punto se refiere a la ubicación de los centros de consumo para la espuma flexible de poliuretano; veamos en base a 2 tipos de mercado:

- Mercado Actual.- Se refiere a aquellas zonas en las cuales actualmente se encuentran establecidos los centros de consumo de la espuma. Según el estudio de mercado, los consumidores a partir de 1992 se dispersen por todo el territorio nacional, principalmente costa (norte y sur), así como en la serranía, Cuzco, Puno y Apurímac. Esto gracias a la aparición de grandes distribuidores los cuales se ubican principalmente en Lima.

- Mercado Potencial.- Se relaciona directamente con las zonas de consumo de aquellos productos que constituyen la demanda futura de espuma en el Perú. El campo más importante que constituye dicha demanda potencial es el de embalajes.

6.2. SEGUN ABASTECIMIENTO DE MATERIA PRIMA.-

Este punto se refiere a la ubicación de la planta con respecto a los centros de abastecimiento de la materia prima. La materia prima para la espuma flexible de poliuretano, son reactivos importados y su traslado desde el país de origen es por vía marítima; aunque ya a partir de 1993 se ha iniciado la importación por parte de ciertas firmas pero en cantidades muy limitadas y

sólo de algunos reactivos. Informaciones obtenidas recientemente indican que es muy probable que se importen los reactivos principales, Poliol y TDI, a granel en vez de cilindros, lo cual implicaría una disminución en el precio del reactivo.

6.3. SEGUN LA DISPONIBILIDAD DE MANO DE OBRA.-

Hasta este punto de nuestro análisis, se planea ubicar la planta en una zona situada en la región costera del territorio nacional. Las principales alternativas locacionales son Trujillo, Lima y Arequipa.

En lo concerniente a la disponibilidad de mano de obra, ésta no es precisamente de alta especialización, lo que sí se necesita es gente capaz de realizar trabajos sencillos, que una vez aprendidos, son rutinarios, tales como corte, traslado de bloques, almacenamiento, etc. Esta mano de obra existe en abundancia tanto en Trujillo, como en Lima y Arequipa.

6.4. SEGUN LA INFRAESTRUCTURA DE APOYO.-

Se entiende como infraestructura de apoyo lo referente al transporte y servicios industriales básicos. Analizando respecto al transporte las tres alternativas, se presentan adecuadamente disponibles, ya que todos los

posibles puntos cuentan con aceptables carreteras, tal como la carretera Panamericana (Sur y Norte), Puertos, el Callao, se ubica a pocos kilómetros de Lima, así como Salaverry a pocos kilómetros de Trujillo, tal no es el caso del puerto de Ilo, el cual se encuentra un tanto alejado de Arequipa.

En cuanto a servicios industriales los de mayor importancia son la energía eléctrica y el agua, la disponibilidad de estos servicios en las diferentes alternativas locacionales es suficiente en Lima en las diversas zonas industriales, así como en los respectivos parques industriales de Trujillo y Arequipa.

6.5. SEGUN DISPONIBILIDAD DE INFRAESTRUCTURA URBANA.-

Esta referida a las viviendas, servicios y esparcimientos, en este punto no hay ningún inconveniente puesto que los lugares donde se pretende instalar la planta son capitales de departamentos, en las cuales existe disponibilidad suficiente para cubrir dichas necesidades.

6.6. SEGUN LOS EFECTOS DEL MEDIO AMBIENTE.-

Este es un factor muy importante sobre todo en el almacenamiento de los reactivos químicos que intervienen

en el proceso de elaboración de la espuma. La temperatura del medio ambiente es fundamental: esta no debe ser muy baja, pues en el caso del TDI, este puede llegar a congelarse (T congelación = 14°C) ni tampoco debe ser muy alta para evitar la volatilización desproporcionada de los solventes antes y durante la espumación. Asimismo se debe invertir mayor energía en el enfriamiento ó calentamiento de los reactivos principales tanto Polioliol como TDI, las cuales son estandarizados a una temperatura de formulación.

Es por ello que es aconsejable la localización de la planta en una zona con un clima templado.

Conclusiones de la Localización de Planta.-

Después de analizar los principales factores que condicionan una coherente ubicación de planta, concluimos que:

a) De acuerdo con el análisis de abastecimiento de materia prima y de las facilidades de distribución del producto, la planta debe ubicarse en la costa. Se señalan como alternativas locacionales: Trujillo, Lima y Arequipa.

b) En lo que concierne a disponibilidad de mano de obra, infraestructura de apoyo y urbano, podemos tomar

cualquiera de las tres alternativas, ya que en ellas es posible disponer suficientemente de los tres factores anteriormente mencionados, según se desarrolla y requiera el proceso a producción.

Localización de Planta según Método de Puntaje Ponderados.-

1.- Alternativas locacionales:

A: Trujillo

B: Lima

C: Arequipa.

2.- Factores de localización:

I : Mercado Actual y Potencial.

II : Abastecimiento en Materia Prima.

III : Disponibilidad de mano de Obra.

IV : Disponibilidad de Infraestructura de apoyo.

V : Disponibilidad de Infraestructura Urbana.

VI : Efectos del Medio Ambiente.

3.- Coeficiente de Ponderación:

Factor :

I 6

II 8

III 3

IV	4
V	2
VI	5

4.- Escala de Calibración:

0 : Mala

2 : Regular

4 : Buena

6 : Muy buena.

Cuadro de Calificación.-

Factor de localización	Coeficiente de ponderación	Calificación no ponderada			Puntaje ponderado		
		A	B	C	A	B	C
I	6	4	6	4	24	36	24
II	8	4	6	4	32	48	32
III	3	6	6	6	18	18	18
IV	4	4	4	4	16	16	16
V	2	4	4	4	8	8	8
VI	5	4	6	4	20	30	20
Puntajes totales:					118	156	118

Luego del análisis de localización concluimos ubicar la planta de espuma flexible en Lima.

CAPITULO VII.- ESTIMACION DE LA INVERSION TOTAL

7.1. ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA.-

La inversión fija incluye el capital necesario para la adquisición de equipos, instalaciones, construcciones, conociéndose a ésta como inversión fija tangible; se incluye aquí el terreno. También se considera dentro de la inversión fija a todos los gastos efectuados en la labor de ingeniería, montaje, supervisión, es decir todo aquello que no tenga cuerpo físico, lo cual es conocido como activo fijo intangible.

Se detalla en el siguiente cuadro los costos referentes a la inversión fija:

<u>Activo fijo tangible</u>	<u>US\$ 1996</u>
Equipo:	
- Intercambiadores de calor:	25,955.00
Enfriador de Poliol	16,575.00
Enfriador de TDI	9,380.00
- Tanques de Proceso:	31,455.00
Poliol	11,410.00
TDI	8,880.00
Octoato de Sn	1,950.00

Amina	1,850.00	
Silicona	3,465.00	
Cloruro de Metileno	3,900.00	
- Bombas.-		21,055.00
Dosificadoras:		
Poliol	3,800.00	
TDI	5,940.00	
Octoato de Sn	1,250.00	
Amina	1,800.00	
Cloruro de Metileno	2,765.00	
Agua	1,100.00	
Silicona	1,500.00	
Recirculación :		
Agua de enf. Polioliol	1,600.00	
Agua de enf. TDI	1,300.00	
- Mezclador sin movimiento		1,140.00
- Reactor		12,030.00
- Túnel de Espumación		100,000.00
- Cortadoras:		53,000.00
Vertical	19,000.00	
Horizontal (2)	34,000.00	
-Equipo de Enfriamiento		<u>7,560.00</u>
Costo Total del equipo (A)	US\$	252,195.00
de proceso		=====

Instalación del equipo

- Intercambiadores	7,786.50
- Tanques	3,145.50
- Bombas	2,105.50
- Reactor	1,203.00
- Mezclador sin mov.	114.00
- Túnel de Espumación	35,000.00
- Cortadoras	5,300.00
- Equipos de refrigeración	<u>378.00</u>

Costo total de Instalación (B) US\$ 55,032.50

=====

Costo Total del equipo instalado (A+B) 307,227.50

Tuberías 61,445.50

Instrumentación 15,361.30

Instalaciones Eléctricas 25,219.50

Terrenos y Edificios 500,000.00

Total del Activo fijo tangible (1) US\$ 909,253.80

=====

Activo Fijo Intangible

Ingeniería y Supervisión 80,702.40

Gastos de Construcción y Montaje 75,658.50

Total de Activo fijo Intangible (2) US\$ 156,360.90

=====

Subtotal	(1+2)	US\$ 1'065,614.70
Contingencias		<u>106,561.47</u>
Total inversión fija		US\$ 1'172,176.17

7.2. ESTIMACION DEL CAPITAL DE TRABAJO.-

El capital de trabajo es aquel que debe invertirse para que la operación de la planta sea productiva, esto es, que el dinero invertido anteriormente sea un producto que se venda.

Para estimados de un pre-diseño, es aceptable un valor supuesto entre 10 y 20% de capital fijo. Siendo aproximadamente 15% para una operación normal (21).

$$\begin{aligned} \text{Capital de trabajo} &= 0.15 \text{ de capital fijo} \\ &= 175,826.43 \text{ US\$} \end{aligned}$$

7.3. INVERSION TOTAL REQUERIDA.-

El capital total invertido es la suma del capital fijo y del trabajo, y representa la cantidad de dinero que debe ser aportado por el inversionista.

Capital fijo	US\$	1'172,176.17
Capital de trabajo		<u>175,826.43</u>
Inversión total	US\$	1'348,002.60
		=====

CAPITULO VIII. COSTOS E INGRESOS

En éste capítulo se describe todos los costos de producción, gastos generales e ingresos que tienen efecto en el proyecto.

8.1.COSTOS DE PRODUCCION.-

El costo de producción está constituido por los costos directos e indirectos que intervienen en la producción.

8.1.1.Costos Directos.-

Constituidos por todo aquello que interviene de manera directa en el proceso de producción referido, en nuestro caso tenemos:

1.- Materia Prima.

2.- Mano de Obra.

- Personal de Operación: Obreros de planta

- Personal de Proceso: Personal que controla y dirige el proceso de producción (Ingenieros y Supervisores).

Personal de Mantenimiento: Mecánicos y ayudantes.

- Personal de Laboratorio: Químico y ayudante.

3.- Servicios: comprende en éste caso electricidad; es decir la energía necesaria para el funcionamiento de los

motores de los equipos e iluminación; también está comprendido en éste rubro el agua requerida para el enfriamiento del polioliol y TDI.

4.- Mantenimiento y Reparaciones: estimado en 3% del capital fijo.

5.- Cargas de laboratorio: estimado en 5% de la mano de obra de operación.

Los cálculos realizados se muestran en el anexo.

COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION

Miles de US\$ del año 1996					
Rubro	1997	1998	1999	2000	2001
Materia Prima	9649.55	10680.42	11739.82	12770.68	13801.41
Mano de Obra	134.12	134.12	134.12	134.12	134.12
Servicios	76.09	76.09	76.09	76.09	76.09
Mant.y Rep.	35.17	35.17	35.17	35.17	35.17
Carga de Lab.	6.70	6.70	6.70	6.70	6.70
Costo directo					
Total:	9901.12	10932.50	11991.90	13027.76	14053.49

8.1.2. Costos Indirectos.-

Constituído por todos aquellos gastos complementarios a la labor de producción.

1.- Gastos Generales de Manufactura.

Son los beneficios de seguridad social, seguro contra el desempleo y otras compensaciones pagadas indirectamente al personal de la planta. Esto equivale aproximadamente a 60% de los salarios directos.

2.- Impuestos de Propiedad .-

Es característico para esta partida un total equivalente al 1.5% de capital fijo.

3.- Seguros.-

Constituyen el 0.5% del capital fijo.

COSTOS INDIRECTOS ANUALES

Rubro	US\$ del año 1996
Gastos generales de	
Manufactura	80,472.00
Impto.de Propiedad	17,582.64
Seguros	<u>5,860.88</u>
Total anual de costos Indirectos	US\$ 103,915.52
	=====

8.1.3. Gastos Generales.-

Además de los costos de fabricación directos e indirectos, debe financiarse a partir de los ingresos de la planta una determinada parte como costos de dirección

general, gastos por ventas e investigación.

Los gastos administrativos pueden estimarse de manera conveniente, como una fracción de aproximadamente 25% de los gastos generales.

La distribución por investigación y desarrollo, y presupuesto de ventas se basan generalmente en el valor del producto. El 4% del costo de producción total para la distribución y los costos de ventas; y 2.5% para investigación y desarrollo; éstos representan estimados realistas para la mayoría de los productos químicos. Ulrich (21).

GASTOS GENERALES:

Miles de US\$ del año 1996					
Rubro	1997	1998	1999	2000	2001
Gastos Adm.	237.37	261.83	286.96	311.41	335.87
Dist. y Ventas	438.20	483.35	529.75	574.89	620.03
Inv.y Desarrol.	273.87	302.09	331.09	359.31	387.52
Total:	949.47	1047.30	1147.83	1245.65	1343.46

8.1.4. Costo de Producción Total.-

El costo de producción total comprende la suma de los costos de producción directa e indirecta más gastos generales.

COSTOS DE PRODUCCION TOTAL

Miles de US\$ del año 1996					
Rubro	1997	1998	1999	2000	2001
Costos Direc.	9901.63	10932.50	11991.90	13022.76	14053.49
Costos Indir.	103.92	103.92	103.92	103.92	103.92
Gtos.Grales.	949.47	1047.30	1147.83	1245.65	1343.46
Total:	10954.98	12083.75	13243.66	14372.31	15500.84

8.2. COSTO UNITARIO DEL PRODUCTO.-

	1997	1998	1999	2000	2001
Cant.de Esp. Producida miles m ² pulg	8685.42	9623.50	10561.80	11499.68	12437.77
Costo de Producción miles de US\$	10954.98	12083.75	13243.66	14372.31	15500.84
Costo unitario (US\$/m ² pulg)	1.261	1.256	1.254	1.250	1.246

m²pulg :unidad de comercialización y medida de la espuma
(largo(m)×ancho(m)×espesor(pulg))

8.3 INGRESOS POR CONCEPTO DE VENTAS.-

En ésta sección se determinan los ingresos que obtiene el proyecto al vender el producto terminado. La unidad

de venta de espuma es US\$/m²pulg.

Para espuma de densidad 22Kg/m³ el precio de venta promedio es aproximadamente 1.50 US\$/m²pulg (datos de fabricantes).

El precio de venta estimado para el proyecto lo fijaremos según la siguiente variación de utilidades

Año	% Utilidad*
1997	4
1998	5
1999	7
2000	10,5
2001	14

$$* \text{ Utilidad} = \frac{(\text{precio venta} - \text{precio costo})}{\text{Precio costo}} \times 100$$

Se espera alcanzar para los primeros años del proyecto una baja utilidad, esto considerando que se va a competir con otras empresas existentes , asimismo dar a conocer el nuevo producto (introducción del producto).

Ingresos por Ventas.-

Miles de US\$ del año 1996					
	1997	1998	1999	2000	2001
Ventas (miles	8685.42	9623.50	10561.80	11499.68	12437.77
-ulg) Cuadro 4.1					
precio venta	1.311	1.319	1.341	1.381	1.420
\$ m pulg					
Total ingresos:	11386.59	12693.40	14163.37	15881.06	17661.63

-ulg : unidad de comercialización y medida de la espuma
 =go(m)×ancho(m)×espesor(pulg)).

CAPITULO IX.- ESTADOS FINANCIEROS

9.1. ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS

	Miles US\$ del Año 1996/Año				
	1997	1998	1999	2000	2001
Ingresos	11386,59	12693,40	14163,37	15881,06	17661,63
Egresos					
Costos Direct.	9901,63	10932,50	11991,90	13022,76	14053,49
Costos Indirec.	103,92	103,92	103,92	103,92	103,92
Utilidad Bruta	1381,04	1656,98	2067,55	2754,38	3504,22
Gastos Grles.	949,47	1047,30	1147,83	1245,65	1343,46
Ut. Operación	431,57	609,68	919,72	1508,73	2160,76
Depreciación (dep. lineal)	169,60	169,60	169,60	169,60	169,60
Renta Neta	261,97	440,08	750,12	1339,13	1991,16
Imp. Renta 30%	78,59	132,02	225,04	401,74	597,35
Utilidad Neta	183,38	308,06	525,08	937,39	1393,81

*** Observación :**

En la depreciación no se considera el valor del terreno, pues este no se deprecia.

9.2. FLUJO DE CAJA PROYECTADO

Miles US\$ del Año 1996/Año

	1996	1997	1998	1999	2000	2001
Inversión Fija	-1172,18	-	-	-	-	-
Cap. de Trab.	-175,83	-	-	-	-	-
Total Inv.	-1348,00					
Utilidad Neta		183,38	308,06	525,08	937,39	1393,81
Depreciación		169,60	169,60	169,60	169,60	169,60
Flujo Neto de Fondos	-1348,00	352,98	477,66	694,68	1106,99	1563,41

CAPITULO X .- EVALUACION ECONOMICA

En éste capítulo se determina si el proyecto es rentable o no, tras lo cual se decidirá realizar la posible inversión.

Tasa de Descuento.-

Definida como la mínima rentabilidad o retorno de los diferentes proyectos; todos los proyectos para que sean aceptados deben tener una rentabilidad superior a la tasa de descuento.

Debido a que el proyecto no está relacionado con actividades de exploración más bien de inversión luego es factible, utilizar 15% como tasa de descuento.(21)

10.1. VALOR PRESENTE NETO (VPN).-

El Valor Presente Neto es la suma actualizada con la tasa de descuento de los flujos netos de fondos de todo el horizonte de planeamiento.

$$VPN_{o,T_d} = \sum_{j=0}^n \frac{FNF_j}{(1+T_d)^j}$$

j = año

FNF = Flujo Neto de Fondos.

T_d = Tasa de descuento.

Si $VPN > 0$ el proyecto es rentable

∴

$$VPN_{0,15\%} = \frac{-1348.00}{(1.15)^0} + \frac{352.98}{(1.15)^1} + \frac{477.66}{(1.15)^2} + \frac{694.68}{(1.15)^3} + \frac{1106.99}{(1.15)^4} + \frac{1563.41}{(1.15)^5}$$

$$= 1187.10 \text{ miles US\$ del año 1996.}$$

Dado que el VPN es mayor que cero se concluye que el proyecto es rentable.

10.2. TASA INTERNA DE RETORNO (TIR).-

La tasa interna de retorno, es aquella tasa de descuento que hace que el valor presente sea cero.

$$VPN_{0,TIR} = 0 = \sum_{j=0}^n \frac{FNF_j}{(1+TIR)^j}$$

Donde: j = año

FNF = Flujo Neto de Fondos

TIR = Tasa Interna de Retorno.

∴

$$0 = \frac{-1348.00}{(1+TIR)^0} + \frac{352.98}{(1+TIR)^1} + \frac{477.66}{(1+TIR)^2} + \frac{694.68}{(1+TIR)^3} + \frac{1106.99}{(1+TIR)^4} + \frac{1563.41}{(1+TIR)^5}$$

$$TIR = 39.32\% ;$$

Dado que la TIR es superior a la tasa de descuento (Td=15%); se concluye que el proyecto es rentable.

10.3. PERIODO DE RECUPERACION Y VALOR PRESENTE NETO ACUMULADO.-

El valor presente Acumulado es el VPN de los primeros k años de vida del proyecto, indudablemente k varía de 0 a n, con el VPNA se estudia como progresa la rentabilidad del proyecto con el tiempo. Aparte del año en que se actualiza el VPN y la Tasa de Descuento, el período (k) hasta donde se calcula el VPNA es un parámetro que debe reportarse.

El Período de Recuperación es el tiempo en que se recupera la inversión, en otras palabras es el período en que el VPNA se hace cero.

$$VPNA_{0,TD,k} = \sum_{j=0}^k \frac{FNF_j}{(1+TD)^j}$$

Donde :

j Año (0 a k)

k Año al cual se calcula el VPNA (0 a n)

FNF Flujo Neto de Fondos

Luego, con los FNF determinados en el Flujo de Caja y con el uso de la fórmula anterior se determina:

Año	1997	1998	1999
VPNA (miles US\$)	-1348.00	-1041.06	-679.88
Año	2000	2001	2002
VPNA (miles US\$)	-223.12	409.81	1187.10

Con la ayuda de la figura 10.1., es posible determinar el período de recuperación de la inversión, el cual se observa que es de aproximadamente 3 años y cinco meses de operación.

Determinación del Periodo de Recuperación

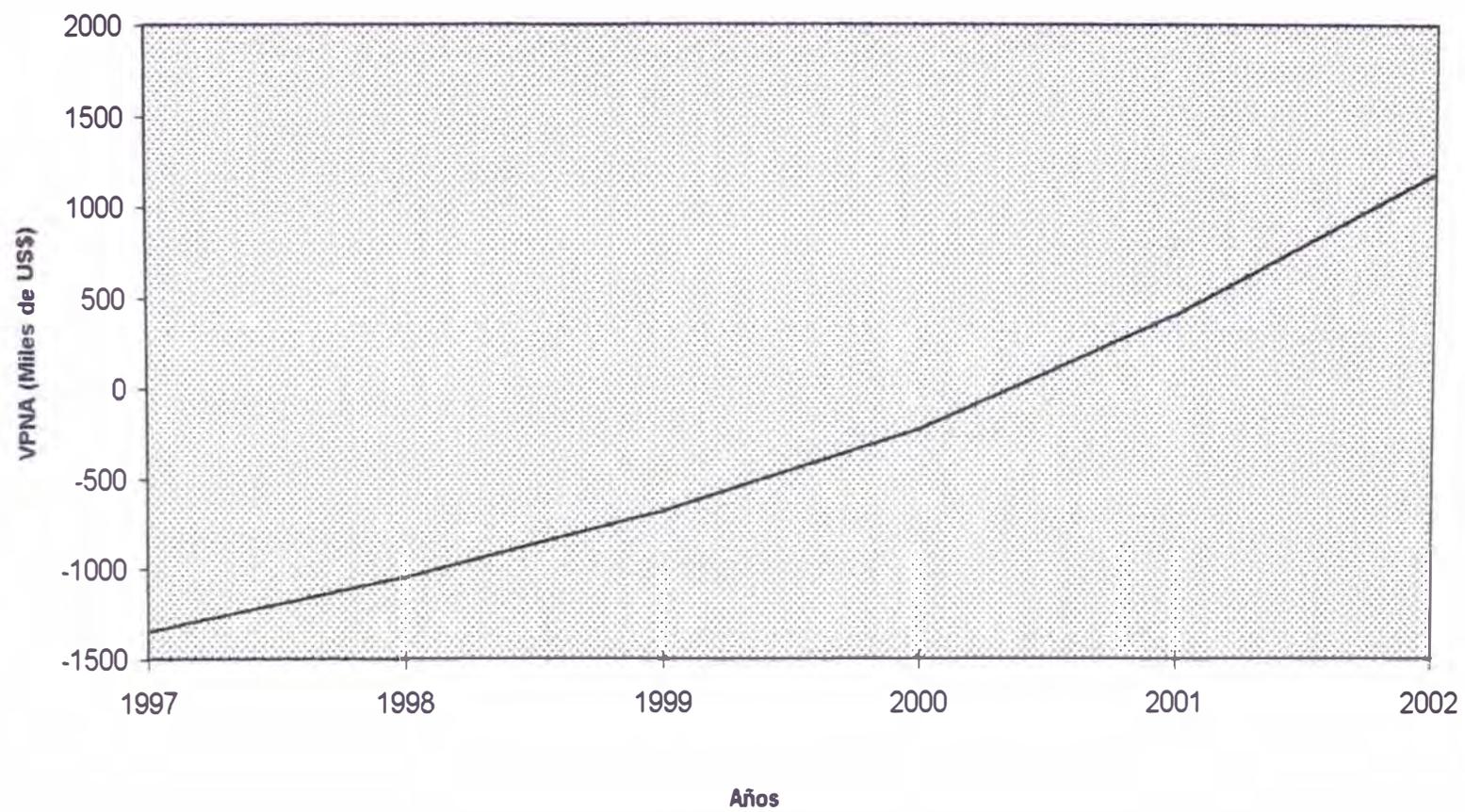


Figura 10.1

APENDICE N°1

COSTO DE EQUIPOS E INSTALACION.-

Los costos de los equipos han sido obtenidos de:

- Diseño y Economía de los procesos de ingeniería química de Gael Ulrich (21).
- Manual de Fecken-Kirfel (27) y Hennecke (26).

Los precios se han actualizado usando los índices de costos de Chemical Engineering.

Indice de costo de planta CE = 315 (mediados de 1982)

Indice de costo de planta = 394 (Marzo 1996)

Costo equipo₁₉₉₆ = Costo equipo₁₉₈₂ $\frac{(\text{Indice } 1996)}{\text{Indice } 1982}$

Costo de Instalación.-

Equipo	% Costo de Equipo
Intercambiadores	30%
Bombas	10%
Tanques	10%
Reactor	10%
Mezclador sin movimiento.	10%
Túnel de espumación.	35%
Cortadora vertical y horizontal.	10%
Equipo de refrigeración.	5%

Intercambiador de Calor para el Polioli.-

Datos de costos de intercambiadores de calor, según Fig 5.36 Ulrich (21).

$$A = 45 \text{ m}^2$$

$$\text{Costo del equipo}_{1982} = 13,250 \text{ US\$}.$$

$$\text{Costo del equipo}_{1996} = 16,575 \text{ US\$}.$$

Intercambiador de Calor para el TDI.-

$$A = 20 \text{ m}^2$$

$$\text{Costo del equipo}_{1982} = 7500 \text{ US\$}$$

$$\text{Costo del equipo}_{1996} = 9380 \text{ US\$}$$

Tanques de Proceso.-

Datos de costo de tanques: Fig.5.44, Ulrich (21).

Tanque	Costo	
	1982 (US\$)	1996 (US\$)
Polioli	9,120	11,410
TDI	7,100	8,880
Octoato de Sn.	1,560	1,950
Silicona	2,770	3,465
Amina	1,480	1,850
Cloruro de Metileno	3,120	3,900

Bombas.-

Los costos han sido obtenidos directamente de catálogos de Cole Parmer(24).

Bomba	Costo 1996 (US\$)
Poliol	3,800
TDI	5,940
Octoato de Sn.	1,250
Silicona	1,500
Amina	1,800
Cloruro de Metileno	2,775
Agua	1,100
Recirculación-agua de enfriamiento-Intc.de poliol.	1,600
Recirculación-agua de enfriamiento-Intc.de TDI.	1,300

Reactor.-

Datos de costo: figura 5.42 Ulrich (21).

costo del equipo ₁₉₈₂ = 9,620 US\$

costo del equipo ₁₉₉₆ = 12,030 US\$.

Los costos incluyen motor, reductor de velocidad y el impulsor listo para instalarse.

Mezclador sin Movimiento.-

Datos de costo: figura 5.41 Ulrich (21).

costo del equipo ₁₉₈₂ = 915 US\$.

costo del equipo ₁₉₉₆ = 1,140 US\$.

Túnel de Espumado.-

Datos de costos: Hennecke(26).

Costo del equipo ₁₉₉₆ = 100,000 US\$.

Los costos incluyen motor, reductores de velocidad (de los rodillos de papel), estructura metálica, listo para instalarse.

Cortadoras.-

Datos de costo: Fecken-Kirfel(27).

cortadora vertical : costo ₁₉₉₆ = 19,000 US\$

cortadora horizontal (2) : costo ₁₉₉₆ = 34,000 US\$

Equipo de Enfriamiento.-

Datos de costo: Cole Parmer(24).

costo ₁₉₉₆ = 7,560 US\$

Tubería de Proceso.-

En base a datos publicados en el libro "Plant Design and Economics for Chemical Engineering", por Max Peters(28),

para tuberías de procesos de fluidos, el costo de las mismas varían en el rango de 15 a 40% del costo del equipo de proceso instalado. Para nuestro caso tomaremos 20%.

Cuando nos referimos al costo de este rubro incluimos material, instalación y montaje de las tuberías.

Instrumentación.-

Para un control parcialmente automatizado se asume 5% del costo del equipo de proceso instalado.

* Los Datos siguientes de costos se expresan como porcentajes del costo del equipo de proceso comprado (E), éstos porcentajes han sido obtenidos de Peters(28).

- Instalaciones eléctricas: 10% E
- Ingeniería y supervisión : 32% E.
- Gastos de construcción y montaje : 30% E
- Contingencias : 10% del total de activo tangible e intangible.

COSTO DE PRODUCCIÓN.-

Materia Prima.-

El costo de materia prima referido es aquel puesto en planta.

Reactivo	US\$/Kg	Fuente de Información.
Poliol	1.77	Dow Chemical
TDI	2.34	Bayer
Octoato de Sn.	13.07	Goldschmidt
Silicona	8.81	Goldschmidt
Amina	25.48	Goldschmidt
Cloruro de Metileno.	1.10	Holanda Química

A partir del cuadro 4.1, y sabiendo que en una corrida se producen 25811.2 m²pulg, obtenemos:

Año	Miles m ² pulg	Nºde Corridas/año
1997	8685.42	337
1998	9623.50	373
1999	10561.60	410
2000	11499.68	446
2001	12437.77	482

m²pulg: unidad de comercialización de la espuma
(largo(m)xancho(m)xespesor(pulg))

Con el apoyo del balance de masa donde se indica la cantidad de materia prima por corrida y del cuadro anterior se determina el requerimiento de materia prima según el cuadro siguiente:

w(TM)	1997	1998	1999	2000	2001
Poliol	2990.27	3309.70	3638.01	3957.45	4276.88
TDI	1635.53	1810.24	1989.81	2164.53	2339.24
Octoato de Sn.	6.44	7.12	7.83	8.52	9.21
Silicona	31.41	34.76	38.21	41.57	44.92
Amina	4.04	4.48	4.92	5.35	5.78
CH ₂ Cl ₂	59.82	66.21	72.78	79.17	85.56

Finalmente:

Año	Costo de Materia Prima, miles de US\$ 1996.
1997	9649.55
1998	10680.42
1999	11739.82
2000	12770.68
2001	13801.41

Mano de Obra.-

- Personal de operación:

Nº de hombres = 18

Turnos = 2

Nº_{hombres}/turno = 9

Sueldo mensual/hombre = \$200

Nºde hombres x Nºde pagos x Sueldo mensual =

Total anual = $18 \times 14 \times 200 = \$50,400.$

- Personal de Proceso:

Supervisor: 2/turno; sueldo mensual \$350

Ingeniero: 1/turno; sueldo mensual \$600

total anual = \$36,400.

- Personal de Mantenimiento:

Mecánico: 1/turno; sueldo mensual = \$300

Ayudante: 2/turno; sueldo mensual = \$220

Total anual = \$20,720

- Personal de Laboratorio:

Químico: 1/turno ; sueldo mensual \$600

Ayudante: 1/turno; sueldo mensual \$350

Total anual = \$26,600

COSTO TOTAL ANUAL DE MANO DE OBRA = \$134,120

Servicios.-

Los costos unitarios por unidad se toman directamente de la fuente que brinda el servicio (Sedapal, Empresas Eléctricas).

Electricidad.-

Costo unitario de energía eléctrica = 0,201 \$/kwh.

La planta consume aproximadamente:

bombas = 6kw

iluminación = 10 Kw

Equipos auxiliares = 10 Kw

Total = 26 Kw

Los costos de consumo anual de Electricidad se calculan según. Ulrich (21).

$$\text{COSTO ANUAL TOTAL} = 31,5 \times 10^6 \text{ seg/año} \times P \text{ (kwh)} \times \\ \text{Costo Unitario (\$/kwh)} \times (\text{h}/3600\text{seg})$$

donde P es el consumo total de Electricidad (kwh).

Reemplazando:

$$\text{COSTO TOTAL ANUAL} = 31.5 \times 10^6 \text{sg/año} \times 26 \text{ Kw} \times 0.201 \\ \$/\text{Kwh} \times (1\text{h}/3,600\text{s}) = 45,727.50 \text{ \$/año.}$$

Agua de Enfriamiento.-

Costo unitario del agua = 0,182\$/m³

Consumo de agua aproximado:

$$q = 84.3 \text{ gl./min.} \langle \rangle 0.0053 \text{ m}^3/\text{sg.}$$

Costo de consumo anual de agua de enfriamiento se calcula según. Ulrich(21):

$$\text{COSTO TOTAL ANUAL} = 31,5 \times 10^6 \text{ seg/año} \times \text{Costo Unitario} \\ \text{del agua de enfriamiento (\$/m}^3\text{)} \times \text{Consumo Anual (m}^3\text{/seg)}$$

Reemplazando :

$$\text{COSTO TOTAL ANUAL} = 31.5 \times 10^6 \text{sg/año} \times 0.182\$/\text{m}^3 \times 0.0053 \\ \text{m}^3/\text{sg} = 30,362.50 \text{ \$/año.}$$

COSTO TOTAL ANUAL DE SERVICIOS = 76,090.0 \$

Mantenimiento y Reparaciones.-

El costo de este rubro equivale al 3% del capital fijo

= 20,662.90 \$/año.

APENDICE N° 2

ALTERNATIVAS A LOS CLOROFLUOROCARBONOS (CFC).-

Los CFCs han estado fuertemente relacionados con el agotamiento de la capa de ozono que sirve de protección a la tierra de las nocivas radiaciones ultravioletas. La fabricación de éstos agentes de soplado se verá reducida en forma significativa durante los próximos años de acuerdo con el Protocolo de Montreal de 1987. Entre tanto; los hidroclorofluorocarbonos (HCFC), que tienen un potencial de agotamiento de ozono mucho menor que los CFCs, están siendo ensayados. Tipos de éstos agentes de soplado están siendo considerados como alternativas al CFC-11, que se utiliza para PUR flexible y rígida y al CFC-12 (las aplicaciones de éste en espumas está disminuyendo cada vez más).(29,30).

Aunque los HCFCs, contienen moléculas de cloro, no son tan estables como en los CFCs, debido a su molécula de hidrógeno. De ésta forma, la mayoría de los cloros de los HCFCs se rompen en capas inferiores de la atmósfera donde no supone una amenaza para la capa de ozono, de aquí su valor como agente físico de espumación (PBA) provisional hasta que se comercialicen plenamente los

agentes de espumación fluorocarbonados sin cloro. Toensmeier(5,6).

La mayoría de los tipos de HCFC están sufriendo ensayos de toxicidad y no serán totalmente comerciales antes de 1996. Tres alternativas destacadas a los CFCs son el HCFC-22, 123 y 141b. Todos ellos requieren ajustes de formulación y proceso para un resultado óptimo.

APENDICE N°3

SURFACTANTES COMUNES DE SILICONA.-

MARCA REGISTRADA	FABRICANTE
DC-198	DOW CORNING
DC-190	DOW CORNING
DC-192	DOW CORNING
NIAX	UNION CARBIDE CORP.
OS 15	BAYER
OS 20	BAYER
TEGOSTAB:	
BF 2370	GOLDSCHMIDT CHEMICAL
B 8021	GOLDSCHMIDT CHEMICAL

CATALIZADORES COMUNES DE AMINA.-

MARGA REGISTRADA	FABRICANTE
NIAX A-1	UNION CARBIDE CORP.
TEGOAMIN	GOLDSCHMIDT CHEMICAL
DABCO 33LV	AIR PRODUCTS
DESMORAPID	JEFFERSON

CATALIZADORES COMUNES DE OCTOATO DE ESTAÑO.-

MARCA REGISTRADA	FABRICANTE
METATIN	ACIMA CHEMICAL
FOMREZ	WITCO CHEMICAL
KOSMOS-29	GOLDSCHMIDT CHEMICAL
M&T	AIR PRODUCTS

APENDICE N° 4

DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Diseño del Intercambiador de Calor de TDI.

El diseño se efectúa para un intercambiador de haz tubular y carcasa.

Tipo de Intercambiador : Cabeza flotante

Carcasa:

Como la presión de servicio en las líneas es debajo de 14Kg/cm^2 (un espumado de baja presión), podemos considerar para el intercambiador una presión de servicio menor al valor señalado. Luego podemos tomar un diámetro nominal de 16 pulg. Sch 30 .(19).

Tamaño nominal: 16 IPS Sch 30

Diámetro externo = $D_o = 0.40640\text{m}$.

Diámetro interno = $D_i = 0.38735\text{m}$.

El fluido de caudal mayor (agua) se coloca en la carcasa.

Material: Acero al Carbono.

Haz de Tubos:

El fluido que pasa a traves de los tubos es el TDI.

La disposición de tubos es de paso cuadrado pues permite una mayor limpieza exterior, introduciendo rascadores o ralladores a traves del Haz.

Material: Acero aleado.

Especificaciones de los tubos:

Diámetro exterior del tubo	Espesor BWG	Paso utilizado	Número de pasos	Número de tubos
3/4 pulg.	16	Cuadrado; p=15/16 pulg	2	160

De tablas: diámetro interior de los tubos = $d_i = 0.01575 \text{ m}$.

diámetro exterior de los tubos = $d_o = 0.01905 \text{ m}$.

Chicana: Altura del segmento libre 25% del diámetro interior de la carcasa.

Espaciamiento entre chicanas = diámetro interior de la carcasa / 5 = 0.0775 m.

Condiciones del Proceso :

- Fluido caliente : TDI.

T_1 : Temperatura de entrada = 25°C

T_2 : Temperatura de salida = 17°C

Temp.prom. = $(25 + 17) / 2 = 21^\circ\text{C}$.

$W_{\text{TDI}} = 1,818 \text{ Kg/hr}$.

C_p a temp. prom. = 0.672 Kcal./Kg°C

- Fluído frío : Agua.

t_1 : Temperatura del agua de entrada = 10°C

$W_{\text{agua}} = 9,000 \text{ Kg/hr.}$

$C_p \text{ agua} = 1.0 \text{ Kcal} \times \text{Kg} \times ^\circ\text{C.}$

Balance Térmico:

$$Q = W_{\text{TDI}} \times C_{\text{PTDI}} \times (T_1 - T_2) = W_{\text{agua}} \times C_{p \text{ agua}} \times (t_2 - t_1).$$

Luego:

Reemplazando, tenemos:

$$Q = 9,773.57 \text{ Kcal/hr}$$

$t_2 = 11.08^\circ\text{C}$ = Temperatura de salida del agua.

Diferencia verdadera de temperatura (Δt)

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD}$$

donde F_t = factor de la diferencia verdadera de temperaturas.

LMTD = Diferencia media logarítmica de temperaturas.

Fluído caliente		Fluído frío	Diferencia	
25	Alta temp.	11.08	13.92	Δt_2
17	Baja temp.	10.00	7.00	Δt_1
8	Dif.	1.08	6.92	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_1 - T_2)$		$(t_2 - t_1)$		

∴ como : $R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$ y

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1).$$

Reemplazando $R = 7.41$ y $S = 0.072$

Con éstos valores nos dirigimos al gráfico N° 18 del apéndice del libro de Procesos de Transferencia de Calor de Donald Kern(20).

De donde se obtiene $F_t = 0.99$.

$$LMTD = (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln(\Delta t_2 / \Delta t_1) = 10.07 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Con esto $\Delta t = 9.97 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Temperaturas calóricas:

$$T_c = T_2 + F_c \cdot (T_1 - T_2)$$

$$t_c = t_1 + F_c \cdot (t_2 - t_1)$$

Como $LMTD < 30^\circ\text{C}$ y también $T_1 - T_2$ y $t_2 - t_1 < 60^\circ\text{C}$,

luego $F_c = 0.5 \implies$

$$T_c = 21 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ y } t_c = 10.54^\circ\text{C}$$

Haz

Area de flujo:

$$a_t = (N^\circ \text{ de tubos} \times \text{área de flujo tubo}) / N^\circ \text{ de pasos}$$

$$= (N_t \cdot \pi / 4 d_i^2) / n_t = [160 \cdot \pi / 4 \times (0.01575)^2] / 2$$

$$= 0.0156 \text{ m}^2$$

Velocidad másica

$$G_t = W / a_t.$$

$$G_t = 1818 / 0.0156 = 116,538.46 \text{ Kg/h.m}^2$$

Propiedades del fluido a T_c :

$$C_p = 0.672 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\mu = 11.88 \text{ Kg/ m.h}$$

$$k = 0.133 \text{ Kcal/h.m}^2(^\circ\text{C)/m}$$

$$Re_t = d_i \cdot G_t / \mu = 0.01575 \times 116538.46 / 11.88$$

$$Re_t = 154.50$$

Además:

Elegimos tubos 3/4 pulg. 16 BWG

longitud = 1 = 2 m.

$$J_h = (h_i \cdot d_i / k) \cdot (C_p \cdot \mu / k)^{-1/3} \cdot \phi_t^{-1}$$

para $Re < 2,100$

$$J_h = 1.86 (Re \cdot d_i / l)^{1/3}$$

$$J_h = 1.99$$

$$h_i / \phi_t = J_h \cdot k / d_i \cdot (C_p \cdot \mu / k)^{1/3}$$

$$= 1.99 \times 0.133 / 0.01575 (0.672 \times 11.88 / 0.133)^{1/3}$$

$$h_i / \phi_t = 65.8 \text{ Kcal/h.m}^2^\circ\text{C}$$

$$h_i / \phi_t = (h_i / \phi_t) \cdot (d_i / d_o)$$

$$= 65.80 \times (0.01575 / 0.01905)$$

$$= 54.40 \text{ Kcal/h.m}^2^\circ\text{C}$$

Carcasa

Area de flujo para paso normal cuadrado.

$$a_c = (D_I / p) \cdot (p - d_o) \cdot B$$

$p - d_o$: distancia mínima de paso

$$B = \text{espaciamiento entre chicanas} = D_I/5 \\ = 0.0775\text{m.}$$

$$P = 15/16 \text{ pulg.} = 0.0238 \text{ m.}$$

$$a_c = 0.38735 \times (0.0238 - 0.01905) / 0.0238 \times 0.0775 \\ = 0.0060 \text{ m}^2$$

Velocidad másica

$$G_c = W/a_c$$

$$G_c = 9,000/0.0060 = 1,500,000 \text{ Kg/h.m}^2$$

De: Diámetro equivalente para paso cuadrado.

$$D_e = (4p^2/\pi d_o) - d_o \\ = 0.0188\text{m}$$

Propiedades del fluido a t_c :

$$C_p = 1 \text{ Kcal/ Kg}^\circ\text{C}$$

$$\mu = 4.5 \text{ Kg/m.h}$$

$$k = 0.509 \text{ Kcal/h.m}^2\text{ }^\circ\text{C/m}$$

$$Re_c = D_e \cdot G_c / \mu \\ = 0.0188 \times 1500000 / 4.5$$

$$Re_c = 6266.67$$

$$J_h = (h_o \cdot D_e / k) \cdot (C_p \cdot \mu / k)^{-1/3} \phi_c^{-1}$$

$$J_h = 0.36 (Re)^{0.55}$$

$$J_h = 44.12$$

$$h_o / \phi_c = J_h \cdot k / D_e \cdot (C_p \mu / k)^{1/3} \\ = 44.12 (0.509 / 0.0188) \times (1 \times 4.5 / 0.509)^{1/3}$$

$$h_o / \phi_c = 2469.98 \text{ Kcal/ h.m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

Temperatura de la pared del tubo.-

$$t_w = T_c - \frac{h_{i_o}/\phi_t}{h_o/\phi_c + h_{i_o}/\phi_t} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 21 - \frac{54.40}{2469.98 + 54.40} (21 - 10.54)$$

$$t_w = 20.77^\circ\text{C}.$$

Determinación de μ a t_w

$$\mu_w = 12.02 \text{ Kg/mh}$$

Como:

$$\phi_t = (\mu / \mu_w)^{0.14} =$$

$$(11.88 / 12.02)^{0.14}$$

$$\phi_t = 0.998$$

$$h_{i_o} = (h_{i_o} / \phi_t) \cdot \phi_t$$

$$= 54.40 (0.998)$$

$$h_{i_o} = 54.29 \text{ Kcal/h.m}^2\text{°C}$$

Determinación de μ a t_w

$$\mu_w = 3.70 \text{ Kg/mh}$$

$$\phi_c = (\mu / \mu_w)^{0.14} =$$

$$(4.5 / 3.70)^{0.14}$$

$$\phi_c = 1.028$$

$$h_o = (h_o / \phi_c) \cdot \phi_c$$

$$h_o = (2469.98) (1.028)$$

$$h_o = 2539.14 \text{ Kcal/h.m}^2\text{°C}$$

Coeficiente total calculado U_c .-

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{(54.29)(2539.14)}{54.29 + 2539.14}$$

$$U_c = 53.15 \text{ Kcal/h.m}^2\text{°C}.$$

Coeficiente total diseño U_d .-

Superficie de intercambio de un tubo / metro lineal.

$$a = \pi \cdot d_o \cdot l = \pi \times 0.01905 \times 1 = 0.05985 \text{ m}^2/\text{m lineal}.$$

$$\text{Superficie total} = N_t \cdot a \cdot l = 160 \times 0.05985 \times 2 = 19.152 \text{ m}^2.$$

$$U_d = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$U_d = \frac{9773.57}{19.152 \times 9.97} = 51.18 \text{ Kcal/ h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Como:

$U_c > U_d$, es adecuado el intercambiador para este proceso.

Resistencia de ensuciamiento.-

$$R_s = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} = \frac{53.15 - 51.18}{(53.15)(51.18)}$$

$$R_s = 7.24 \times 10^{-4} \text{ h.m}^2\text{ } ^\circ\text{C/Kcal}$$

Pérdida de Carga.-

Haz de tubos

Para: $Re_t = 154.50$

Factor de fricción = $f_t = 0.25$ (fig.V.1.20 Wuithier (19)).

$l = 2 \text{ m}$

Densidad = $d = 1220 \text{ Kg/m}^3$

$$\Delta P_t = \frac{(n_c \cdot n_t \cdot G_t^2)}{1.271 \times 10^{12} d} \times [(f_t \cdot l / d_1 \cdot \phi_t) + 2] \text{ Kg/cm}^2$$

$n_c = \#$ de carcassas

$n_t = \#$ de pasos de tubo

Reemplazando:

$$\Delta P_t = 0.60 \times 10^{-3} \text{ Kg/cm}^2$$

Carcasa

Para: $Re_c = 6266.67$

Factor de fricción = $f_c = 0.17$ (fig.V.1.26
 Wuithier(19)).

$N_c+1 = \#$ de cruces = Longitud de tubos/espaciado de
 chicanas = $l/B = 2/0.0775 = 26$

Densidad = $d = 1000\text{Kg/m}^3$

$$\Delta P_c = \frac{[n_c \cdot f_c \cdot G_c^2 \cdot (N_c+1) D_i]}{1.271 \times 10^{12} d \cdot D_o \cdot \phi_c} \text{Kg/cm}^2$$

donde:

$n_c = \#$ de Carcasas

Reemplazando:

$$\Delta P_c = 0.1573 \text{ Kg/cm}^2.$$

DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE POLIOL

El diseño se efectúa para un intercambiador de haz
 tubular y carcasa.

Tipo de Intercambiador : Cabeza flotante

Carcasa:

Como la presión de servicio en las líneas es debajo de
 14Kg/cm^2 (un espumado de baja presión), podemos
 considerar para el intercambiador una presión de
 servicio menor al valor señalado. Luego podemos tomar un
 diámetro nominal d_o 22 pulg. Sch 20. Wuithier (19).

Tamaño nominal: 22 IPS Sch 20

Diámetro externo = $D_o = 0.5588\text{m}$.

Diámetro interno = $D_i = 0.53975\text{m}$.

El fluido viscoso (Poliol) se ubica en la carcasa.

Material: Acero al Carbono.

Haz de Tubos:

El fluido que pasa a través de los tubos es el Agua.

La disposición de tubos es de paso cuadrado pues permite una mayor limpieza exterior, introduciendo rascadores o ralladores a través del Haz.

Material: Acero al carbono.

Especificaciones de los Tubos.-

Diámetro exterior del tubo	Espesor BWG	Paso utilizado	Número de pasos	Número de tubos
1 1/4 pulg.	16	Cuadrado; $p=1\ 9/16\text{pulg.}$	2	90

De tablas (Kern(20)): diámetro interior de los tubos

$=d_i=0.02845\text{ m}$.

diámetro exterior de los tubos = $d_o = 0.03175\text{ m}$.

Chicana: Altura del segmento libre 25% del diámetro interior de la carcasa.

Espaciamiento entre chicanas = diámetro interior de la carcasa/5 = 0.10795 m .

Condiciones del Proceso :

- Fluido caliente : Polioli.

T_1 : Temperatura de entrada = 25°C

T_2 : Temperatura de salida = 17°C

Temp.prom. = $(25 + 17)/2 = 21^{\circ}\text{C}$.

$W_{\text{Polioli}} = 3,324 \text{ Kg/hr.}$

C_p a temp. prom. = $0.553 \text{ Kcal./Kg}^{\circ}\text{C}$

- Fluido frío : Agua.

t_1 : Temperatura del agua de entrada = 10°C

$W_{\text{agua}} = 12,000 \text{ Kg/hr.}$

$C_{p \text{ agua}} = 1.0 \text{ Kcal x Kg x }^{\circ}\text{C}$.

Balance Térmico:

$$Q = W_{\text{Polioli}} \times C_{p \text{ Polioli}} \times (T_1 - T_2) = W_{\text{agua}} \times C_{p \text{ agua}} \times (t_2 - t_1).$$

Luego:

Reemplazando, tenemos:

$$Q = 14,705.38 \text{ Kcal/hr}$$

$t_2 = 11.23^{\circ}\text{C}$ = Temperatura de salida del agua.

Diferencia verdadera de temperatura (Δt)

$\Delta t = F_t \times \text{LMTD}$; donde F_t = factor de la diferencia verdadera de temperaturas.

LMTD = Diferencia media logarítmica de temperaturas.

Fluido caliente		Fluido frío	Diferencia	
25	Alta Temp.	11.23	13.77	Δt_2
17	Baja Temp.	10.00	7.00	Δt_1
8	Dif.	1.23	6.77	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_1 - T_2)$		$(t_2 - t_1)$		

∴ como : $R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$ y

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1).$$

Reemplazando $R = 6.50$ y $S = 0.082$

Con éstos valores nos dirigimos al gráfico N° 18 del apéndice del libro de Procesos de Transferencia de Calor de Donald Kern(20).

De donde se obtiene $F_t \approx 0.99$.

$$LMTD = (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln(\Delta t_2 / \Delta t_1) = 10.01 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Con ésto $\Delta t = 9.91 \text{ } ^\circ\text{C}.$

Temperaturas calóricas:

$$T_c = T_2 + F_c \times (T_1 - T_2)$$

$$t_c = t_1 + F_c \times (t_2 - t_1)$$

Como $LMTD < 30^\circ\text{C}$ y también $T_1 - T_2$ y $t_2 - t_1$ menores que 60°C , luego $F_c = 0.5 \implies$

$$T_c = 21^\circ\text{C} \text{ y } t_c = 10.62^\circ\text{C}.$$

Haz

Area de flujo:

$$\begin{aligned}
 a_t &= (N^\circ \text{ de tubos} \times \text{área de flujo c/tubo}) / N^\circ \text{ de pasos} \\
 &= (N_t \times \pi/4 d_i^2) / n_t \\
 &= [90 \times \pi/4 \times (0.02845)^2] / 2 = 0.0286 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Velocidad másica:

$$G_t = W/A_t$$

$$G_t = 12000 / 0.0286 = 419,580.42 \text{ Kg/h.m}^2$$

Propiedades del fluido a T_c :

$$C_p = 1 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\mu = 4.50 \text{ Kg/m.h}$$

$$k = 0.509 \text{ Kcal/h.m}^2\text{ } ^\circ\text{C/m}$$

$$Re_t = d_i \cdot G_t / \mu = 0.02845 \times 419,580.42 / 4.5$$

$$Re_t = 2652.68$$

Además:

Elegimos tubos 1 1/4 pulg. 16 BWG

$$l = 5\text{m.}$$

$$J_h = (h_i d_i / k) (C_p \mu / k)^{-1/3} \phi_t^{-1}$$

De la figura V.1.20 Wuithier(19) con:

$$L/D = 5 / 0.53975 = 9.2$$

$$J_h = 26 \text{ (extrapolando)}$$

$$\begin{aligned}
 h_i / \phi_t &= J_h k / d_i (C_p \mu / k)^{1/3} \\
 &= 26 \times 0.509 / 0.02845 (1 \times 4.5 / 0.509)^{1/3}
 \end{aligned}$$

$$h_i / \phi_t = 961.85 \text{ Kcal/h.m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} / \phi_t &= h_i / \phi_t (d_i / d_o) = 961.85 \times (0.02845 / 0.03175) \\
 &= 861.88 \text{ Kcal/h.m}^2\text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Carcasa

Area de flujo para paso normal cuadrado.

$$A_c = (D_I/p)(p-d_o).B$$

$P-d_o$: distancia mínima de paso

$$B = \text{espaciamiento entre chicanas} = D_I/5 \\ = 0.010795 \text{ m}$$

$$P = 1 \frac{9}{16} \text{ pulg.} = 0.0397 \text{ m.}$$

$$a_c = 0.53975(0.0397-0.03175)/0.0397 \times 0.10795$$

$$a_c = 0.0117 \text{ m}^2$$

Velocidad másica

$$G_c = W/a_c.$$

$$G_c = 3,324/0.0117 = 284,102.56 \text{ Kg/h.m}^2$$

D_o : paso cuadrado

$$D_o = (4p^2/\pi.d_o)-d_o = 0.03145 \text{ m}$$

Propiedades del fluido a t_c :

$$C_p = 0.553 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\mu = 1969.2 \text{ Kg/m.h}$$

$$k = 0.1527 \text{ Kcal/h.m}^2\text{C/m}$$

$$Re_c = D_o.G_c/\mu \\ = 0.03145 \times 284,102.56/1969.2$$

$$Re_c = 4.54$$

$$J_h = (h_o D_o/k)(C_p \mu/k)^{-1/3} \phi_c^{-1}$$

De la figura V.1.26 Wuithier(19):

$$J_h = 0.40 \text{ (extrapolando)}$$

$$h_o/\phi_c = J_h \cdot k/D_o (C_p \cdot \mu/k)^{1/3}$$

$$= 0.40(0.1527/0.03145)(0.553 \times 1969.2/0.1527)^{1/3}$$

$$h_o/\phi_c = 37.38 \text{ Kcal/h.m}^2\text{C}$$

Temperatura de la pared del tubo.-

$$t_w = T_c - \frac{h_{i_o}/\phi_t}{h_o/\phi_c + h_{i_o}/\phi_t} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 21 - \frac{861.88}{37.38 + 861.88} (21 - 10.62)$$

$$t_w = 11.05^\circ\text{C}.$$

Determinación de μ a t_w

$$\mu_w = 4.3 \text{ Kg/m.h}$$

Como:

$$\phi_t = (\mu/\mu_w)^{0.14} = (4.5/4.3)^{0.14}$$

$$\phi_t = 1.006$$

$$h_{i_o} = (h_{i_o}/\phi_t) \cdot \phi_t$$

$$= 861.88 \times 1.006$$

$$h_{i_o} = 867.05 \text{ Kcal/h.m}^2\text{C}$$

Determinación de μ a t_w

$$\mu_w = 1992.0 \text{ Kg/m.h}$$

$$\phi_c = (\mu/\mu_w)^{0.14} =$$

$$(1969.2/1992)^{0.14}$$

$$\phi_c = 0.998$$

$$h_o = (h_o/\phi_c) \cdot \phi_c$$

$$h_o = 37.38 \times 0.998$$

$$h_o = 37.30 \text{ Kcal/h.m}^2\text{C}$$

Coefficiente total calculado U_c .-

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{(867.05)(37.30)}{867.05 + 37.30}$$

$$U_c = 35.76 \text{ Kcal/h.m}^2\text{C}.$$

Coefficiente total diseño U_d .-

Superficie de intercambio de un tubo / metro lineal.

$$a = \pi d_o \cdot l = \pi \times 0.03175 \times 1 = 0.0997 \text{ m}^2/\text{m lineal.}$$

$$\text{Superficie total} = N_t \cdot a \cdot l = 90 \times 0.0997 \times 5 = 44.865 \text{ m}^2.$$

$$U_d = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$U_d = \frac{14705.38}{44.865 \times 9.91} = 33.07 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Como:

$U_c > U_d$, es adecuado el intercambiador para este proceso.

Resistencia de ensuciamiento.-

$$R_s = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} = \frac{35.76 - 33.07}{(35.76)(33.07)}$$

$$R_s = 0.0023 \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C/Kcal}$$

Pérdida de Carga.-

Haz de tubos

$$\text{Para: } Re_t = 2652.68$$

Factor de fricción :

$$\text{tubo rugoso: } f = 0.0070 + 0.528 Re^{-0.42} \text{ Wuithier (19).}$$

$$f = 0.026$$

$$l = 5 \text{ m}$$

$$\text{Densidad} = d = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$\Delta p_t = \frac{(n_c \cdot n_t \cdot G_t^2)}{1.271 \times 10^{12} d} [(f_t \cdot l / d_i \cdot \phi_t) + 2] \text{ Kg/cm}^2$$

donde:

$$n_c = \# \text{ de carcasas}$$

$$n_t = \# \text{ de pasos de tubos}$$

Reemplazando:

$$\Delta p_t = 0.0018 \text{ Kg/cm}^2$$

Carcasa

Para: $Re_c = 4.54$

Factor de fricción = $f_c = 1.8$ Fig V.1.26 Wuithier(19).

$N_{c+1} = \#$ de cruces = longitud de tubos/espaciado de chicanas = $1/B = 5/0.10795 = 46.347$

Densidad = $d = 1020 \text{ Kg/m}^3$

$$\Delta p_c = \frac{[n_c \cdot f_c \cdot G_c^2 (N_c + 1) D_1]}{1.271 \times 10^{12} d \cdot D_e \cdot \phi_c} \text{ Kg/cm}^2$$

donde:

$n_c = \#$ de carcassas

Reemplazando:

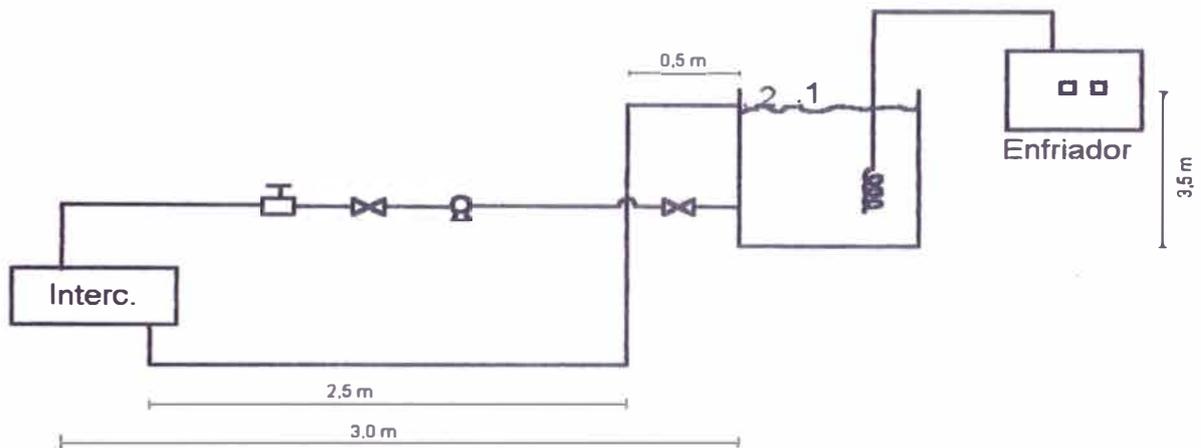
$$\Delta P_c = 0.0906 \text{ Kg/cm}^2$$

APENDICE N°5

**CALCULO DE LA POTENCIA NECESARIA DE LA BOMBA PARA
RECIRCULACION DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO.**

INTERCAMBIADOR DE CALOR DE POLIOL.-

Sea el sistema:



Especificación del recipiente del agua:

Vol.de agua en el tanque = 1500lt = 1.5m³

Tolerancia 10%, luego Vol.real del tanque = 1.65m³.

$L/D = 1$

$D = 1.28 \text{ m}$ (forma de cálculo ver 5.5.3.)

$L = 1.28 \text{ m}$.

Vol. de agua = $(\pi / 4) D^2 x h$

$h = \text{nivel de agua} = 1.16 \text{ m}$

Balance de Energía Mecánica.-

Entre los puntos (1) y (2) del sistema anterior:

$$P_1/\rho g + z_1 + v_1^2/2g + H_b = P_4/\rho g + z_2 + v_2^2/2g$$

$$+ h_{fint.}^{(7)} + h_{ftub}^{(8)} + h_{facc.}^{(9)} \dots (J)$$

(1) $P_1/\rho g = 0$ $P_1 = 0$ Presión Manométrica

(2) $z_1 = 1m.$

(3) $v_1^2/2g = 0$

(4) $P_2/\rho g = 0$ Presión Manométrica

(5) $z_2 = 1m.$

(6) $v_2^2/2g$

Cálculo de v_2 :

Diámetro de la tubería:

$$d = 1.457 \times w^{1/2} / \rho^{1/3} \quad \text{Kent (22).}$$

$$w \text{ (en 1000lb/h)} = 26.4 \langle \rangle 12000 \text{ Kg/h}$$

$$\rho \text{ (lb/ft}^3\text{)} = 62.20$$

$$\text{Luego: } d = 1.89 \text{ pulg.}$$

$$d_{nom.} = 2 \text{ pulg.}$$

$$Q = w/\rho = (12000 \text{ Kg/h} / 1000 \text{ Kg/m}^3) \times (1 \text{ h} / 3600 \text{ s})$$

$$= 0.0033 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A = (\pi/4)d^2 = 0.0022 \text{ m}^2$$

$$\text{como: } Q = v/A$$

$$v = 1.5 \text{ m/s}$$

$$\therefore v_2^2/2g = 0.115\text{m}$$

$$(7) \quad hf_{int} = \Delta P/\rho g$$

$$\Delta P = 0.0018 \text{ Kg/cm}^2 \langle \rangle 176.4 \text{ Kg/m.s}^2$$

$$h_{fint} = 176.4/(1000 \times 9.8) = 0.018\text{m}$$

$$(8) \quad h_{ftub} = f (L/d)(v^2/2g)$$

Hallamos f:

$$Re = \rho v d / \mu$$

$$\mu = 3.7 \text{ Kg/m.h} \langle \rangle 0.00103 \text{ Kg/m.s}$$

$$d = 0.0525\text{m.}$$

$$\rho = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$v = 1.5 \text{ m/s}$$

$$\text{Reemplazando: } Re = 76456.31$$

Según el material:

$$\epsilon = 0.00015$$

Rugosidad relativa: ϵ/d (d en pulg.)

$$\epsilon = 7.5 \times 10^{-5}$$

Del Diagrama de Moody : $f = 0.013$

Longitud de tubería = $L = 7\text{m}$

Luego: $h_f = 0.20 \text{ m.}$

$$(9) \quad h_{facc.} = \xi_{acc} \times v^2/2g$$

$$\xi_{acc.} = \xi_1 + \xi_2 + \dots$$

Entre los puntos 1 y 2 del sistema : Salida suave, Válvula, Medidor, Codos, Embocadura.

$$\text{Luego : } \xi_{Acc.} = 6.5$$

$$h_{\text{facc}} = 6.5 \times (1.5^2) / (2 \times 9.8)$$

$$= 0.75\text{m}$$

Reemplazando en J:

$$0 + 1.2 + 0 + H_b = 0 + 1.2 + 0.115 + 0.018 + 0.2 + 0.75$$

$$H_b = 1.083\text{m}$$

$$\text{Potencia} = Q \times \rho \times g \times H_b = 35.06 \text{ J/sg} \langle \rangle 0.05 \text{ Hp.}$$

$$\text{Potencia real absorbida} = 0.05 / 0.7 = 0.08 \text{ Hp.}$$

CALCULO DE LA POTENCIA NECESARIA DE LA BOMBA PARA RECIRCULAR EL AGUA DE ENFRIAMIENTO. INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TDI.-

El cálculo es muy similar al anterior por lo cual sólo indicaremos el resultado final:

$$\text{Potencia real absorbida} = 0.065 \text{ Hp.}$$

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Sapag Chain N. Preparación y Evaluación de Proyectos, Mc Graw Hill, Nueva York. 1989. Pgs. 79 - 83.
- 2.- Dow Chemical Company. Catálogo. Basics of Bonded Foam. 1993. Pg. 3.
- 3.- Boletín Técnico. Petroquímica Río Tercero; Diisocianato de Tolueno.1995.
- 4.- Revista de Plásticos Modernos., Jul. 1985. La Tecnología de los Poliuretanos hacia nuevas direcciones. Plásticos Modernos. Nr 349 : Pgs. 101 - 102.
- 5.- Toensmeier, P. May. 1990. Agentes de Soplado. Plásticos Modernos. Nr. 407 : Pgs. 720 - 723.
- 6.- Toensmeier, P. Marz. 1992. Agentes de Espumación. Plásticos Modernos. Nr 429 : Pgs. 359 - 360.
- 7.- Ficha Técnica. THG Goldschmidt; Amina PDD.1994.
- 8.- Goldschmidt Chemical Corporation. Flexible Slabstock Polyurethane Foams, EE.UU. 1994. Pgs. 12 - 13.
- 9.- TH. Goldschmidt AG. Polyurethane Block Foam, EE.UU. 1994. Pg 8.
- 10.- Ficha Técnica. THG Goldschmidt; Kosmos 29. 1994.
- 11.- Witcoff, H.; Reuben B. Productos Químicos Orgánicos Industriales. T. I, II. Ed. Limusa, México D.F. 1985. TI, Pgs. 186 - 188, 192 - 194, 223 - 227 . TII , Pgs.

91 - 102.

12.- Ficha Técnica. THG Goldschmidt; Silicona BF 2370. 1993.

13.- Stuart Wood, A. Ene. 1985. Desarrollo de nuevos aditivos para PUR ante las exigencias cada vez mayores de seguridad al fuego. Plásticos Modernos. Nr 343: Pgs. 91 - 94.

14.- Ficha Técnica. THG Goldschmidt; Tegocolor. 1994.

15.- Milliken Chemicals. An entirely new way to color Urethanes, EE.UU. 1990.

16.- Laguna Castellanos. Abr. 1986. Ciencia y Tecnología de los materiales plásticos. Cargas y Refuerzos. Plásticos Modernos. Nr. 358 : Pgs. 451 - 466.

17.- Lacosta Berna, J. M. Oct. 1992. Características y ensayos físicos de Espumas Poliméricas. Plásticos Modernos. Nr. 436 : Pgs. 421 - 428.

18.- Dow Chemical Company. Manual de Espuma flexible de Poliuretano, Dow Chemical Publications, EE.UU . Pgs. 8 - 32 , 53 - 54.

19.- Wuithier, P. Refino y Tratamiento Químico, T. II, Ed. CEPESA, Madrid, España. 1973. Pgs. 1039 - 1083, 1361 - 1364.

20.- Kern, D. Procesos de Transferencia de Calor, Ed. Continental, México D.F. Pgs. 169 - 195, 933, 946.

21.- Ulrich, G. Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química, Mc Graw Hill, Nueva York. 1992.

a.- Intercambiadores de Calor : Pgs. 168 - 171.

b.- Mezclador en línea : Pgs. 192 - 193.

c.- Recipientes de Almacenamiento : Pgs. 272 - 275.

d.- Datos de Costos : Pgs. 336, 339, 340.

e.- Gastos de Fabricación : Pgs. 358 - 370.

22.- Kent, G. Sept. 1978. Preliminary Pipeline Sizing. Chemical Engineering. Pgs. 119 - 120.

23.- Mataix, C. Mecánica de fluidos y Máquinas Hidráulicas, Ed. Harla, México D.F. 1982, Pgs. 216 - 217, 237 - 246,

24.- Cole Parmer Instrument Company. Catálogo. 1994.

a.- Coolers : Pgs. 82 - 83.

b.- Mixers : Pgs. 640, 662.

c.- Pumps: Pgs. 887 - 889, 900, 920, 960, 963, 972, 973, 1006, 1008, 1031, 1032.

d.- Tanks: Pgs. 1187 - 1188.

e.- Tubing Flexible : 1366 - 1371.

25.- Soisson, H. Instrumentación Industrial, Ed. Limusa, México D.F.. 1980, Pgs. 273 - 275.

26.- Hennecke, Polyurethan - Anlagentechnik. Catálogo. 1993. Pgs. 10,11,15,18,19.

- 27.- Fecken Kirfel, Automates de coupe en forme. Catálogo. 1993. Pgs 2, 5 - 6.
- 28.- Peters, M.; Timerhaus. Plant Design and Economics for Chemical Engineers; Ed. Mc Graw Hill, Nueva York. 1980. Pgs. 171, 182 - 183.
- 29.- European Chlorinated Solvent Association (ECSA). Cloruro de Metileno: Ultimos datos relativos a su impacto sobre el hombre y el medio ambiente. Dic. 1995. Pgs. 1 - 5.
- 30.- European Chlorinated Solvent Association (ECSA). Cloruro de Metileno. Propiedades, Usos e Impacto sobre el Medio Ambiente y la Salud. May. 1996. Pgs. 1 - 5.