

32  
2eje.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Escuela Nacional de Estudios Profesionales

Z A R A G O Z A

ESTUDIO GENERAL DE LOS MEZCLADORES  
ESTATICOS EN LINEA Y LA IMPORTANCIA  
DE SUS APLICACIONES EN LA INDUSTRIA

T E S I S

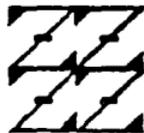
QUE PARA OPTAR EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N :

SERGIO <sup>Margarito</sup> TORRES HERNANDEZ

ALEJANDRO SOLER LUCIO

U N A M  
ZARAGOZA



LO QUE ES  
LA UNIÓN ES  
LA UNIÓN ES

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

México, D. F. Agosto de 1994



Universidad Nacional  
Autónoma de México

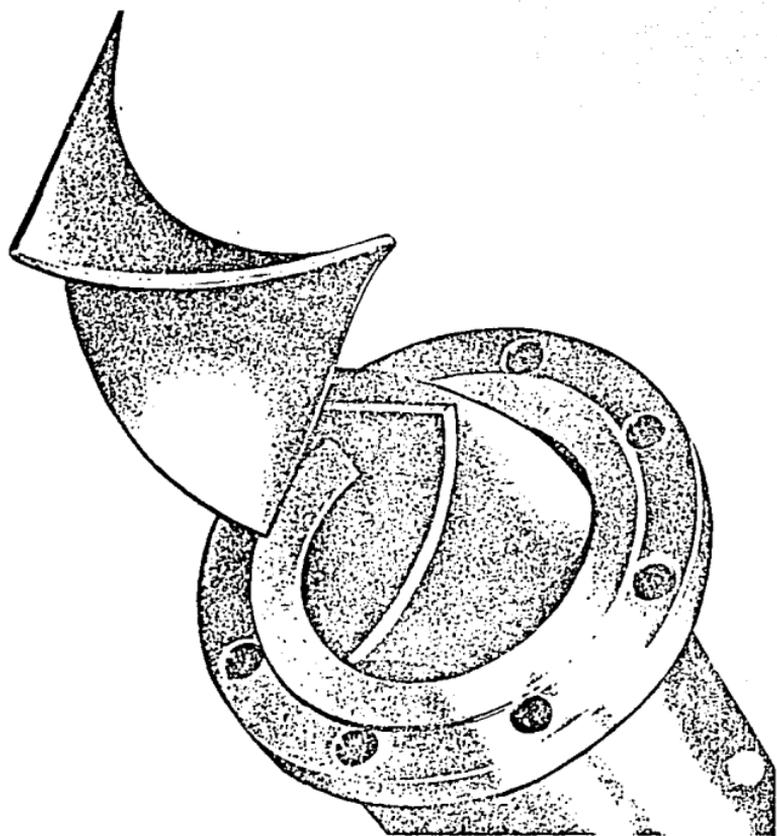


## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



**" ESTUDIO GENERAL DE LOS MEZCLADORES ESTATICOS**

**EN LINEA Y LA IMPORTANCIA DE**

**SUS APLICACIONES EN LA INDUSTRIA "**

**MEXICO, D.F.**

**AGOSTO DE 1994.**

## AGRADECIMIENTOS

**El presente trabajo se realizó en  
México, D.F. bajo la dirección del  
Ingeniero René de la Mora Medina.**

**A mis padres: Pedro y María de Lourdes**

En especial a mi madre por ser paciente y comprensiva conmigo.

Mi padre descanse en paz.

**A mis hermanos:**

Pedro, Beatriz, Ezequiel, Francisco, e Hilda  
donde he encontrado siempre un gran apoyo.

**A mi esposa Mary:**

Por tu incondicional apoyo y por tu gran amor y lealtad.

**Para :**

Todos aquellos familiares y amigos de los cuales  
sólo he recibido buenos deseos.

**El presente trabajo es dedicado a todos ustedes.**

**Sergio Torres Hernández.**

**A mis padres: Engracia y Angel**

Por darme la vida y por su apoyo incondicional.

**A mis hermanos:**

Por su cariño y compañía,..... pero en especial  
a ti chava.

**A mi esposa Lety:**

Por tu paciencia y por tu amor.

**A ti Angelito:**

Porque algún día esto sea testimonio de lo que  
deseo para ti.

**Alejandro Soler Lucio**



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES \*ZARAGOZA\*

JEFATURA DE LA CARRERA  
DE INGENIERIA QUIMICA

SRES. SOLER LUCIO ALEJANDRO y  
TORRES HERNANDEZ SERGIO M.  
P R E S E N T E.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado para el Examen Profesional, le comunico que la Jefatura a mi cargo ha propuesto la siguiente designación:

PRESIDENTE: ING. ALEJANDRO ROGEL RAMIREZ  
VOCAL: ING. RENE DE LA MORA MEDINA  
SECRETARIO: ING. EDUARDO VAZQUEZ ZAMORA  
SUPLENTE: ING. ENRIQUE GIL FLORES  
SUPLENTE: ING. LORENZO ROJAS HERNANDEZ

A T E N T A M E N T E  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"  
México, D.F., 23 de junio de 1994

  
M. en C. ALEJANDRO RUIZ CANCINO  
JEFE DE LA CARRERA DE  
INGENIERIA QUIMICA

Irm

## RESUMEN

En el primer capítulo, se exponen conceptos básicos sobre el mezclado en general; tales como: la definición de mezclado, finalidades y terminología. Además, se hace una exposición de sus fundamentos organizados mediante una clasificación general, la cual engloba sistemáticamente todas las operaciones de mezclado que se llevan a cabo en la industria. Dicha clasificación fue estructurada considerando tres criterios; estado de agregación, clasificación reológica y métodos de mezclado. Estos métodos son: estático en línea, en línea convencional, en línea hidrodinámico, jet, mecánico, por bombeo, por burbujeo de aire, por cuerpos esferoides, high shear, centrífugo, por rodillos, interno, mecánico total, rotacional y mecánico helicoidal y son descritos de manera cualitativa haciendo énfasis en los mecanismos de mezclado que se presentan, los cuales son principios a través de los cuales se alcanza la homogeneidad. Así también, se hace uso de dos ó tres equipos típicos para describir cada método mencionado anteriormente. Los mecanismos de mezclado referidos son: difusión molecular, esfuerzos cortantes, flujo radial, flujo axial, flujo rotacional, impacto y compresión. Por último, se propone una clasificación general de equipo de mezclado.

El capítulo dos, contiene los fundamentos del mezclado en línea, el cual fue clasificado en convencional y estático, a su vez este último en mezcladores in-house y comerciales. El capítulo se dedica en su mayor parte a hacer una descripción de los diseños disponibles en el mercado detallando las características de los diversos tipos existentes, así como la acción de mezclado bajo los cuales operan; éstos son: flujo radial, división de flujo, cruzamiento de corrientes, flujo en retroceso y mezclado celular.

El capítulo tres, presenta un conjunto de trabajos e investigaciones teórico-experimental de carácter fundamental, orientados a apoyar el diseño

del equipo y desarrollo del proceso usado en varias operaciones unitarias; tales como: mezclado gas-gas, líquido-líquido, dispersión líquido-líquido, gas-líquido, transferencia de masa, absorción, mezclado sólido-sólido y transferencia de calor. Cada trabajo se resume exponiendo el objetivo, el mezclador estático empleado, los materiales de experimentación y sus resultados. Estos son expuestos por medio de gráficas y ecuaciones analíticas, describiéndose las conclusiones.

En el cuarto capítulo, se recopilan los procedimientos de diseño de los diversos fabricantes para seleccionar el adecuado para la operación de mezclado en cuestión. Se presentan procedimientos para mezclado líquido-líquido, dispersión gas-líquido, homogeneización térmica y absorción gas-líquido, ilustrando su manejo por medio de ejemplos numéricos. Al final se presentan las hojas de especificaciones de mezcladores estáticos en línea para varios proveedores.

El último capítulo, describe un conjunto de aplicaciones típicas para diversas industrias en el área del petróleo, tratamiento de agua, generación de energía, fabricación de pulpa y papel, industria del plástico y armadora de ferrocarriles; describiéndose en estas aplicaciones, la etapa en donde interviene en los diferentes procesos, detallando con resultados su eficiencia; así también, en algunos casos son presentados el ahorro que representa los costos de operación de estos equipos.

## INDICE

	Página
<b>OBJETIVOS</b>	1
<b>INTRODUCCIÓN</b>	2
<b>I.- GENERALIDADES.</b>	
1.1 Introducción	4
1.2 Definición de mezclado	5
1.3 Finalidades del mezclado	6
1.4 Diseño de equipo de mezclado	6
1.5 Algunos términos del mezclado	7
1.6 Fundamentos del mezclado	7
1.6.1. Mezclado de gases y líquidos Newtonianos	10
- Jet	
- Mecánico	
- Por bombeo	
- Por burbujeo de un gas	
- Por cuerpos esféricos	
- High shear	
1.6.2 Mezclado de líquidos No-Newtonianos, pastas y estado plástico	34
- Interno	
- Por rodillos	
- Mecánico total	
1.6.3 Mezclado de sólidos	45
- Rotacional	
- Mecánico helicoidal	
1.7 Clasificación de equipos de mezclado	52

## **II.- FUNDAMENTOS DEL MEZCLADO EN-LINEA**

	Página	
2.1	Introducción	55
2.2	Clasificación del mezclado en-línea	55
2.3	Mezclado en-línea convencional	57
2.4	Mezclado estático en-línea	57
2.4.1	Mezcladores in-house	59
2.4.2	Mezcladores comerciales	62
	- Tipos y características de los elementos	
	- patrones de flujo y mecanismos de mezclado	

## **III.- APLICACIONES DEL MEZCLADO ESTÁTICO EN ALGUNAS OPERACIONES UNITARIAS**

3.1	Introducción	92
3.2	Mezclado gas-gas	93
3.3	Dilución o mezclado líquido-líquido	97
3.4	Emulsificación o dispersión líquido-líquido	105
3.5	Dispersión gas-líquido	114
3.6	Transferencia de masa sólido-gas	129
3.7	Absorción o transferencia de masa gas-líquido	133
3.8	Transferencia de Calor	138
3.9	Mezclado sólido-sólido	143

## **IV.- DISEÑO DE EQUIPO DE MEZCLADO ESTÁTICO**

4.1	Introducción	156
4.2	Mezcladores Kenics	157
4.3	Mezcladores Ross	163
4.4	Mezcladores Toray	169
4.5	Mezcladores Komax	173
4.6	Mezcladores Sulzer-Koch	176
4.7	Especificación de equipos de mezclado estático.	189

**V.- APLICACIÓN INDUSTRIAL DEL MEZCLADO  
ESTÁTICO EN LINEA.**

Página

5.1	Introducción	192
5.2	Industria petrolera	193
5.2.1	Desalineación de crudo	193
5.2.2	Transporte de gas natural	194
5.2.3	Explotación de pozos de petróleo	196
5.2.4	Explotación de pozos de gas	198
5.2.5	Producción de lubricantes	199
5.2.6	Endulzamiento de turbosina	201
5.3	Tratamiento de agua	203
5.3.1	Aereación	203
5.3.1	Floculación	204
5.4	Generación de energía	208
5.4.1	Tratamiento de agua de caldera	208
5.5	Industria del plástico	209
5.5.1	Extrucción e inyección de plástico	209
5.6	Industria de la pulpa y papel	216
5.6.1	Blanqueo de la pulpa	216
5.7	Industria armadora de ferrocarriles	218
5.7.1	Pintura de comboyes de ferrocarril y metro	218

**VI.- CONCLUSIONES.** 223

**VII.- BIBLIOGRAFÍA.** 227

## OBJETIVOS.

- 1.- Hacer una revisión bibliográfica de la Teoría General del Mezclado y mediante una síntesis exponer los conceptos fundamentales tanto teóricos como prácticos que englobe todas las operaciones prácticas que se realizan en la industria.
- 2.- Proponer dentro de una Clasificación General de Equipo de Mezclado la posición que ocupan los mezcladores estáticos en línea con respecto a todos los empleados en la industria.
- 3.- Desarrollar una investigación bibliográfica sobre el estado de avance de los fundamentos teóricos en los que se apoya el funcionamiento de los mezcladores estáticos en-línea.
- 4.- Recopilar todas las investigaciones experimentales llevadas a cabo en laboratorio y planta piloto de los mezcladores estáticos con operaciones unitarias tales como: dispersión gas-líquido, extracción absorción gas-líquido, transferencia de calor, etc., y resumir y exponer aquellas de carácter general que sirvan de apoyo en el diseño de tales equipos.
- 5.- Recopilar y exponer los diversos métodos para el diseño de los mezcladores estáticos, así como, las diversas aplicaciones industriales donde su empleo ha representado una significativa ventaja con respecto a otros equipos.

## INTRODUCCIÓN

El mezclado es un proceso natural, instintivamente se le conoce, y la segunda ley de la termodinámica predice de que cualquier combinación de diferentes materiales eventualmente alcanzará un estado de equilibrio. Este mezclado es producto de los mecanismos de difusión molecular o transferencia de masa por convección libre o ambos simultáneamente. Este mezclado espontáneo no es de gran importancia para fines prácticos ya que, cualquier suministro de energía por distintos medios (calor, agitación, etc.) acelerará el proceso. El mezclado forma parte integral de las operaciones unitarias en la Ingeniería Química. Su estudio es bastante amplio y está apoyada por una gran cantidad de trabajos teóricos y experimentales.

En los últimos 50 años se han desarrollado una enorme cantidad de diversos equipos a causa de la infinita variedad de sustancias que pueden mezclarse y que el desarrollo de nuevos materiales ha exigido. La teoría sobre el mezclado se ha desarrollado satisfactoriamente hasta nuestros días superando el papel de "arte" que en el pasado adquirió para establecerse como una parte de la Ingeniería con bases científicas.

El enfoque más común en la exposición de la teoría del mezclado es la división básicamente de acuerdo a los estados de agregación. Dentro de este esquema, la parte que ha recibido mayor atención es el mezclado de líquidos debido a la frecuencia con que estos se presentan en los procesos químicos y por su relativa sencillez como sistema.

Por lo general, el equipo que se asocia con el mezclado de líquidos es el clásico recipiente cilíndrico con un impulsor dentro conocido también como mezclado mecánico. Este diseño que en cierta forma es obvio, ha sido objeto de toda clase de investigaciones teóricas y experimentales, lo que no ha sido así con otros diseños como el mezclado estático, debido al poco tiempo de comercializarse en el mercado.

El concepto de mezclado estático, en el cual el flujo de los materiales proporciona la energía para llevarse a cabo el mezclado, no parece ser instintivo. Desde hace unas décadas era bien conocido por los especialistas que el fenómeno de la difusión y mezclado ocurre a lo largo de una tubería, sin efectuarse con mucha eficiencia. Para hacerlo aplicable industrialmente una variedad de métodos de prueba y error se usaron para lograr mayor efectividad.

Se utilizaron baffles, empaques y hasta cadenas, sin embargo serias dificultades se asociaban a estas técnicas como el incremento considerable de la caída de presión y por consiguiente un alto consumo de potencia. mas aún, el nuevo auge de la tecnología de polímeros introdujo los materiales de alta viscosidad los cuales necesitan ser mezclados íntimamente en condiciones controladas.

Es a finales de la Segunda Guerra Mundial (1945) con la aparición de la industria de los plásticos la que impulsa el avance en la tecnología del mezclado estático hasta darle sus bases teóricas. En los últimos 25 años ha tenido un excelente desarrollo por la alternativa que han representado en la solución de problemas de procesos industriales y el ahorro de energía en su operación. Un equipo que funciona bajo el principio del mezclado estático consiste fundamentalmente en una tubería dentro de la cual se insertan determinados elementos metálicos fijos con una determinada orientación.

Estos elementos son diseñados de diversas formas geométricas que a diferencia de los empaques, baffles y cadenas someten a los fluidos a cuatro diferentes mecanismos de mezclado que hacen eficiente al equipo. Estos mecanismos son: la división de flujo, mezclado radial, mezclado en retroceso y cruzamiento de corrientes. En las dos últimas décadas se ha impulsado la investigación experimental de estos equipos a operaciones donde el mezclado es un elemento auxiliar, como son la transferencia de masa y de calor, y una de sus recientes aplicaciones como reactor químico.

Este trabajo de tesis pretende recopilar en forma general la mayor parte de los tópicos relacionados con el mezclado estático para servir de auxilio en la evaluación de éste equipo demostrando ser flexible, económico y de excelente eficiencia para las operaciones de mezclado que requieren en las actuales tecnologías de manufactura.

# CAPITULO I

## GENERALIDADES

### 1.1 INTRODUCCIÓN.

El mezclado es la más antigua de las operaciones unitarias en la Ingeniería Química, junto con el transporte de materiales y la transferencia de calor, son probablemente las más universales operaciones empleadas en la moderna industria. El mezclado es generalmente uno de los puntos más importantes y básicos en muchas secuencias de procesos y una parte integral de muchos procesos químicos o de manufactura.

El estudio de las operaciones de mezclado ha tenido diversos enfoques en su desarrollo durante los últimos 40 años. Según Weetman y Salzman (ref. 72) el mejor avance en la tecnología de mezclado ocurrió durante los años de 1945 a 1955, período en el cual el diseño de los equipos de mezclado avanzó de una arte a una tecnología empírica.

Quillen (ref. 50) presentó en 1954 un reporte que proporciono la mejor comprensión del mezclado en ese entonces, en dicho artículo afirma ser la operación más empírica y enfatiza la necesidad de convertirla de un arte a una ciencia. Hace mención de que no existe hasta entonces un enfoque puramente teórico al tema general de mezclado, y el poco que existe es sobre el mezclado y agitación de líquidos de baja y media viscosidad debido a la relativa sencillez en la investigación de éstos con las leyes de la hidráulica e hidrodinámica.

El enfoque teórico se enfrenta con resoluciones matemáticas complejas por la amplia variedad de sistemas en los que el mezclado tiene una influencia fundamental tales como, suspensión de sólidos, disolución de líquidos, dispersión líquido-gas, absorción líquido-gas, dispersión líquido-líquido, extracción líquido-líquido y promoción de reacciones químicas, entre otras.

El trabajo de Quillen sentó las bases fundamentales del mezclado y lo consideramos clásico entre la literatura que hasta la fecha ha aparecido.

## 1.2 DEFINICIÓN DE MEZCLADO.

El primer trabajo publicado fue el de Rushton y Oldshue (ref. 54) en 1953, desde entonces han aparecido en Norteamérica varios trabajos sobre el tema por especialistas en los que se presentan una diversidad de enfoques en el estudio e investigación del mezclado.

Cada uno de estos autores maneja una definición de acuerdo al enfoque de su trabajo. McCabe y Smith (ref. 34) hacen una diferencia entre los términos agitación y mezclado como operaciones comunes, pero con distinta finalidad, definen la operación de mezclado como la distribución homogénea de dos fases inicialmente separadas.

Sterbacek y Tausk (ref. 59) definen el mezclado como el objetivo a homogeneizar, manifestándose ésta en una reducción de los gradientes de concentración o temperatura, o ambos simultáneamente auxiliada por la agitación.

Ludwig (ref. 31) afirma que el mezclado requiere una definición de grado y propósito para establecer propiamente el estado del sistema. Quillen (Ref. 50) la define como la interasociación de dos o más porciones de diferente material, con objeto de lograr un nivel preestablecido de uniformidad física, química o ambas en el producto final.

Uhl and Gray (ref. 68) aseveran que es la operación en la cual se desea reducir las desuniformidades o gradientes en composición, propiedades, o temperatura de los materiales en un determinado volumen.

De todas las definiciones encontramos varios elementos en los cuales coinciden los autores; que se efectúa entre dos o más materiales o fases, que se persigue que la composición o la temperatura sea la misma en cualquier zona de la mezcla, establece previamente un nivel o grado de homogeneidad a alcanzar y que utilizan distintos mecanismos (impulsores, turbulencia, etc.) para auxiliarla.

### **1.3 FINALIDADES DEL MEZCLADO.**

Con respecto al segundo punto del último párrafo anterior Quillen (ref. 60) clasifica en tres finalidades para lo cual se utiliza el mezclado.

- 1.- Para producir una composición uniforme
- 2.- Para promover una reacción química
- 3.- Para efectuar un intercambio físico entre dos o más fases interrelacionadas.

### **1.4 DISEÑO DE EQUIPO DE MEZCLADO.**

El problema central para el Ingeniero es seleccionar satisfactoriamente el equipo requerido de entre los disponibles comercialmente, mejorar adecuadamente el equipo instalado o diseñar el apropiado que responda a una necesidad específica. Para éste último caso, el primer objetivo es determinar la potencia requerida para efectuar la operación y las dimensiones del sistema (recipiente, impulsor, tubería o elemento fijos) bajo determinadas condiciones del proceso (presión, temperatura, volumen o capacidad, concentración, etc.) y dos parámetros propios, el grado de mezclado y el tiempo de mezclado.

Así también, Quillen (ref. 50) señala que en todo problema de diseño es importante evaluar con detalle las propiedades físicas de las sustancias a mezclar, por que algunos de ellas (ejemplo, tensión superficial, constante dieléctrica, etc.) llegan a tener marcada influencia en la eficiencia del equipo.

En un capítulo posterior nos referimos más ampliamente sobre el diseño de equipo de mezclado.

## **1.5 ALGUNOS TÉRMINOS DEL MEZCLADO.**

Middleton (ref. 35) publicó un breve artículo en el cual recomienda la terminología adecuada para el tema del mezclado, de ella tomamos algunos para el propósito de nuestro estudio:

**Dispersión:** mezcla de dos o más componentes inmiscibles donde uno de ellos contiene pequeñas partículas o burbujas de las otras.

**Mezcla:** Es la que se lleva entre líquidos miscibles.

**Suspensión:** Es la que se lleva entre un líquido y un sólido, donde las partículas de este último se asientan en ausencia de agitación o flujo.

**Agitación:** movimiento de un líquido dentro de un recipiente efectuado por un impulsor.

## **1.6 FUNDAMENTOS DEL MEZCLADO.**

Los autores de la literatura especializada sobre el tema de mezclado enfocan sus estudios sobre determinadas áreas específicas de ella. Sólo Quillen (Ref. 50) y Sterbacek y Tausk (Ref. 59) presentaron obras de carácter general englobando casi todos los tópicos que en la década de los 60's se encontraban bien desarrollados.

En el caso de Sterbacek y Tausk la estructura de su obra la realizaron tomando como base el criterio del estado de agregación en que se efectúa la operación de mezclado argumentando que los gases y líquidos newtonianos se comportan bajo las mismas leyes, para los no-newtonianos, pastas y estado plástico su comportamiento es diferente y más complejo, y para los sólidos las leyes de su movimiento es gobernado por reglas especiales.

Para el propósito de nuestro estudio desarrollamos una clasificación general del mezclado, con la cual pretendemos englobar todas las operaciones de mezclado que se efectúan en la industria en general. La tabla 1.1 muestra esta clasificación y se basa en tres criterios.

Los dos primeros son de acuerdo al enfoque de Sterbacek y Tausk estado de agregación y clasificación reológica de los líquidos; el tercero contempla el método bajo el cual se lleva ésta. Definimos métodos de mezclado como el conjunto de mecanismos físicos que se emplean para realizar el mezclado. Estos mecanismos físicos son: un recipiente abierto o cerrado herméticamente, una tubería, un impulsor, una boquilla, un rotor, un elemento fijo, esferas y bolas, la superficie de un cuerpo cilíndrico, etc.

La exposición de los fundamentos del mezclado se realiza de acuerdo a dicha clasificación. El método de mezclado en-línea no es abordado en este capítulo por ser tema del siguiente.

TABLA 1.1

<p>Gases</p>	<p>Newtonianos</p>	<p>Estático en Línea                      En-línea                      Jet                      Mecánico                      Por bombeo                      Por burbujeó de aire                      Por cuerpos esferoides                      High Shear                      Centrifugo</p>	<p>Estático                      Convencional                      Hidrodinámico</p>
<p>Líquidos</p>	<p>No Newtonianos                      Pastas y Estado Plástico</p>	<p>Por rodillos                      Interno                      Mecánico total</p>	
<p>Sólidos</p>		<p>Rotacional                      Mecánico Helicoidal                      Estático en línea</p>	

### 1.6.1 Mezclado de Gases y Líquidos Newtonianos.

**MEZCLADO JET.** Este método utiliza como mecanismo de mezclado introducir a alta velocidad un gas o un líquido. El sistema se conforma combinando normalmente un recipiente, una bomba la cual recircula una parte de líquido y una boquilla reductora que inyecta el fluido a una alta velocidad al interior del tanque fig.1-1 produciendo el fenómeno Jet.

Simpson (Capítulo IV; Ref. 5), presentó un estudio sobre éste fenómeno. Afirma que debido a su importancia un gran número de artículos han sido escritos sobre varios aspectos del fenómeno Jet, entre las investigaciones que se han hecho están: jet plano, jet en pared plana, jet en pared radial y jet en remolino.

Entre los parámetros que también han sido objeto de estudio están: perfiles de velocidad, fluctuaciones de velocidad rms, velocidad de disipación de energía y escala turbulenta, factor intermitente, tiempo de mezclado y longitud de penetración. Indica que todos los resultados de estos estudios conducen a la estructuración de correlaciones más sencillas para el diseño de éstos equipos y con mayor precisión, ya que el costo por los errores en el diseño son frecuentes por desconocimiento del comportamiento jet.

Así también, que el mezclado jet puede ser laminar o turbulento, dependiendo del número de Reynolds, pero recomienda que el jet laminar no es efectivo como mecanismo de mezclado.

Las características del comportamiento del fenómeno jet las describimos de acuerdo con McCabe y Smith (Ref. 34) para el jet asimétrico. En la fig. 1-2 se ilustran los principales detalles de una corriente de líquido que sale de una boquilla a una alta velocidad dentro de un tanque que contiene el mismo líquido confinado.

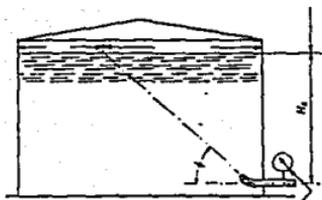


Fig 1-1

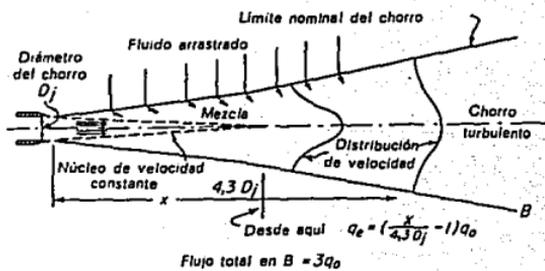


Fig 1-2

La velocidad de la corriente que sale de la boquilla es uniforme y constante y permanece como en un núcleo, cuya área disminuye con la distancia de la boquilla. El núcleo del líquido está rodeado por un chorro o corriente turbulenta en expansión, dentro del cual la velocidad radial disminuye con la distancia al eje del chorro. El núcleo central, que se va estrechando a medida que se aleja de la salida desaparece a una distancia de  $4.3 D_j$  de la boquilla, siendo  $D_j$  el diámetro de la misma.

La corriente turbulenta mantiene su integridad más allá del punto en el que desaparece el núcleo, pero su velocidad disminuye continuamente. La disminución de la velocidad va acompañada de una reducción de la presión de acuerdo con el principio de Bernoulli.

Por consiguiente, el fluido se mueve hacia el interior de la corriente o chorro, es absorbido, acelerado y finalmente se produce el mezclado dentro de la corriente de mayor tamaño. Este fenómeno particular recibe el nombre de arrastre. Para distancias superiores a  $4.3 D_j$ , se aplica la siguiente expresión empírica de Folsom y Fergusson, quienes utilizaron una corriente de agua dentro de un recipiente también con agua a través de una boquilla.

$$Q_e = \left( \frac{x}{4.3 D_j} - 1 \right) Q_o \quad (1.5.1)$$

$Q_e$ =Volumen de líquido arrastrado por unidad de tiempo a una distancia  $x$ .

$Q_o$ =Volumen de líquido que sale de la boquilla por unidad de tiempo

$D_j$ =Diámetro del orificio.

Además McCabe y Smith aseguran que aparte del arrastre que se produce, existen intensos esfuerzos cortantes en el límite entre el chorro y el líquido que le rodea. Estos esfuerzos cortantes generan remolinos en el límite y producen una turbulencia considerable, que contribuye también a la acción de mezclado.

Por otro lado, un flujo elevado de líquido no produce por sí sólo el mezclado satisfactorio, sino que necesita tiempo y espacio para que la corriente se mezcle con toda la masa del fluido por el mecanismo de arrastre. Sobre esta base, Fossett y Prosser (1949) realizaron estudios utilizando varias boquillas y diferentes arreglos obteniendo los siguientes patrones de flujo mostrados en la fig. 1-3.

Además, recomiendan este sistema para el mezclado entre líquidos de baja viscosidad. Que la boquilla o boquillas deben localizarse en el fondo; si el líquido de mayor densidad es inyectado al de menor densidad contenido en el recipiente y en la superficie, si es inyectado el de menor densidad, y deben estar inclinadas con respecto a la horizontal hacia la superficie o el fondo dependiendo del caso.

Quillen recomienda el uso de este método en tanques de gran tamaño como los utilizados en la industria petrolera para almacenamiento, cuando son fuertes los problemas de corrosión y el ciclo de operación. Para tanques de baja capacidad recomienda utilizar el sistema con un eductor el cual se muestra en la fig. 1-4.

**MEZCLADO MECANICO (Par Recipiente-Impulsor).** Este sistema es el método de mezclado más ampliamente utilizado y conocido, ordinariamente es el que mayor se identifica con la palabra mezclado ya que la mayoría de las operaciones industriales se efectúan con este sistema. Los autores de las obras especializadas (Ref. 12, 17, 40, 45, 46, 50, 54, 59 y 68) dedican la mayor parte de sus trabajos a la descripción de los más diversos tópicos de que han sido objeto de estudio e investigación teórica y experimental.

Hollan y Chapman (Ref. 17) dedican toda su obra a éste método de mezclado, así también, Uhl y Gray (Ref. 68) presentaron la más completa obra al respecto y Oldshue (Ref. 45) la más reciente. Este último aclara que hay diferentes caminos para efectuar el mezclado de fluidos, pero su libro se destina principalmente al tipo recipiente impulsor.

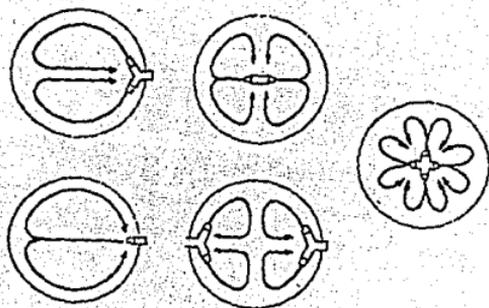


Fig 1-3

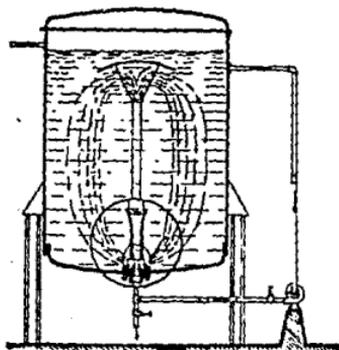


Fig 1-4

Sterbaceck y Tausk (Ref. 59) son los primeros en presentar un estudio sistemático de éste método y son quienes lo denominan como mezclado mecánico. Hyman (Ref. 18) presentó un resumen de la mayor parte de las contribuciones teóricas y experimentales revisando una extensa literatura publicada sobre mezclado y agitación.

Los tópicos o temas que han sido tratados por estos autores son: tipos y características de los impulsores, patrones de flujo, mecanismos de mezclado, perfiles y gradientes de velocidad, mecanismos internos auxiliares (Baffles y tubos de corrientes), la localización del impulsor, efectos de la geometría de recipiente, efecto del fenómeno vórtico, velocidad de rotación, parámetros geométricos del sistema, requerimientos de potencia, tiempo de mezclado, grado de mezclado, análisis dimensional aplicado a este sistema, paso de escala, dispersión líquido-gas, absorción líquido-gas, suspensión sólido-líquido, disolución sólido-líquido, dispersión sólido-líquido, dispersión líquido-líquido, extracción líquido-líquido, disolución líquido-líquido, transferencia de calor, reacciones químicas y mezclado de fluidos no-newtonianos y operaciones batch y continuas.

Mecanismos de mezclado. Varios especialistas (Ref. 68, 18, 5) han presentado teorías sobre los mecanismos bajo los cuales sucede este proceso, inclusive algunos de ellos están apoyados en trabajos experimentales; sin embargo, la propuesta por Brodkey y expuesta en el texto de Coulson y Richardson (Ref. 12) es considerada la más satisfactoria por apoyarse sobre las bases de la transferencia de momentum. Brodkey inicia su teoría proponiendo que dependiendo de la viscosidad, el flujo en un tanque agitado que contiene dos líquidos miscibles puede ser laminar o turbulento, en algunas zonas puede presentarse el flujo en transición o bien ambos flujos simultáneamente en diferentes zonas del recipiente. Sobre esta idea propone que existen dos clases de mecanismos: Mezclado laminar y Mezclado turbulento.

El mezclado laminar se presenta en líquidos de alta viscosidad (viscosidad mayor a  $10 \text{ Ns/m}^2$ ) los cuales pueden ser tanto Newtonianos como no-Newtonianos. Los gradientes de velocidad en los límites al impulsor en rotación son muy altos, los elementos de fluido, definidos por distintos gradientes en magnitud distribuidos de forma descendente de la pared del recipiente al impulsor, tienden a deformarse en esa región. Por lo que tales elementos incrementarán su área y se hacen más "delgados" cada vez que pasan por la zona de altos esfuerzos cortantes.

Por ejemplo, un impulsor tipo pala fig. 1-5 muestra como las líneas de corriente convergen a la salida del impulsor zona A y por consiguiente aumentan su velocidad en la zona B, en la dirección del flujo.

Como el volumen de líquido que succiona el impulsor es constante, esto sólo puede llevarse a cabo por una disminución del espesor de los elementos del fluido y un incremento del área interfacial entre ellos, este concepto se muestra esquemáticamente en la fig. 1-6.

Por otro lado, la difusión molecular es siempre el mecanismo que reducirá las desuniformidades, pero su efecto no es significativo hasta que los elementos del fluido han sido reducidos a un tamaño suficiente para que sus áreas específicas sean grandes. Para líquidos miscibles la difusión molecular será el último mecanismo que conducirá a la homogeneización de ellos.

El mezclado turbulento se presenta en líquidos de baja viscosidad (menos de  $10 \text{ mN s/m}$ ). Como bien sabemos, el flujo turbulento está constituido por corrientes y pequeños torbellinos de diferentes tamaños. En un tanque agitado la energía cinética suministrada a toda la masa de líquido por el impulsor es suficiente para originar corrientes en todos los puntos o zonas de éste y regresar al impulsor.

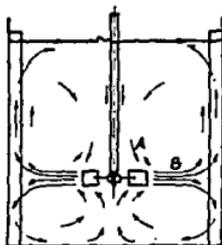


Fig 1-5

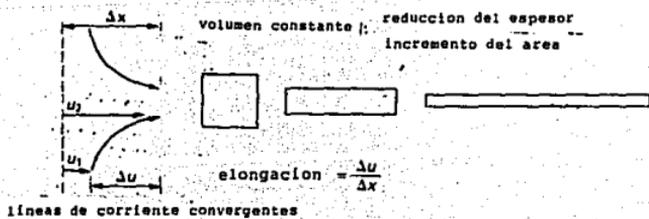


Fig 1-6

Este ciclo continuamente forma torbellinos que en un principio son grandes y se rompen en otros más pequeños que a su vez se transforman en otros todavía menores. Los esfuerzos cortantes son mucho más grandes en el flujo turbulento que en el laminar, ya que mientras en este último hay que esperar un tiempo hasta que los elementos de mezclado desarrollan el área suficiente para que actúe la difusión molecular, en el turbulento este tiempo se acorta por su naturaleza caótica y por los mayores esfuerzos cortantes para alcanzar el área donde también la difusión molecular es el último mecanismo que conduce a la homogeneidad.

**Tipos de impulsores.** Los impulsores se clasifican generalmente de dos formas; A) De acuerdo al sentido del flujo que se genera en el impulsor y B) De acuerdo a las características físicas y forma de éste.

De acuerdo a la clasificación **A** estos se componen de: Impulsores de flujo axial; por producir corrientes paralelas al eje del impulsor en la succión y descarga, impulsores de flujo radial; por producir corrientes en dirección del radio del impulsor en la succión y la descarga e impulsores de flujo tangencial o rotacional; por producir corrientes rotacionales en todo el volumen de fluido.

De acuerdo a la clasificación **B** estos se componen de: Impulsores de paleta fig. 1-7; Impulsores tipo turbina fig. 1-8; Impulsores hélice o propela fig. 1-9 e Impulsores especiales tales como discos, conos, hélice helicoidal, jaulas, etc. fig. 1-10.

**Patrones de flujo.** Son el conjunto de corrientes que se producen en un sistema agitado y que poseen una orientación y sentido en todo el volumen del fluido. Según McCabe y Smith (Ref. 34) el tipo de patrón de flujo que se genera depende del tipo de impulsor, de las propiedades del fluido, tamaño y geometría del tanque, de los mecanismos internos auxiliares como placas deflectoras y tubos de corriente y de la posición del agitador.

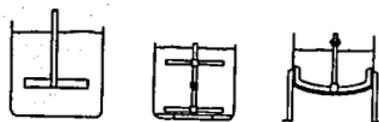


Fig 1-7

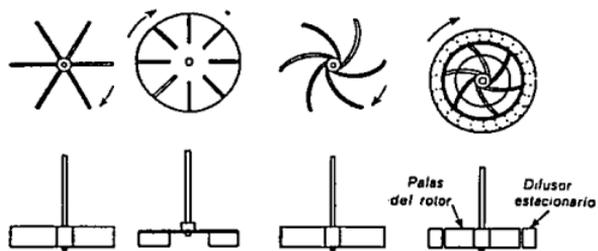


Fig 1-8



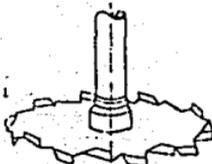
Fig 1-9



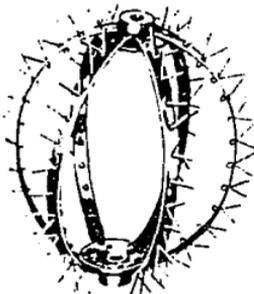
cono



helice helicoidal



disco



jaula

Fig 1-10

La fig. 1-11 muestra los patrones de flujo que se generan con una turbina, hélice y hélice helicoidal, en dos dimensiones. La fig. 1-12 muestra como al introducir tubos de corriente éstos son modificados, la fig. 1-13 muestra los patrones de flujo con baffles de tubos verticales y con un serpentín helicoidal.

La fig. 1-14 muestra el patrón que se obtiene cuando son colocados múltiples turbinas. En la fig. 1-15 cuando el impulsor es inclinado y colocado fuera del centro y por último la fig. 1-16 cuando el impulsor es colocado en posición horizontal y en distintos ángulos.

En suma, la eficiencia del equipo de mezclado, así como la calidad del producto, son determinados por los patrones de flujo que se establecen en el recipiente.

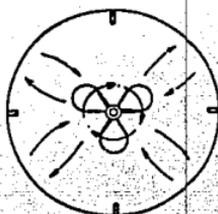
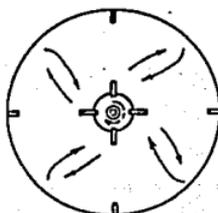
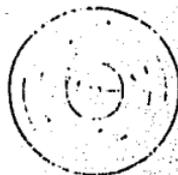
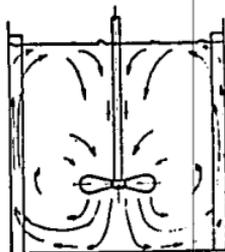
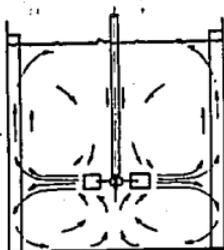
Consumo de potencia.- Es el tema más importante en el diseño de equipo de mezclado. Su valor no puede ser estimado teóricamente, aún para el sistema más sencillo, por lo que se obtienen por experimentación con análisis dimensional. Coulson y Richardson (Ref. 12) exponen un excelente resumen al respecto. Dividen el consumo de potencia entre líquidos de baja viscosidad y alta viscosidad.

Para baja viscosidad, considerando un líquido newtoniano de viscosidad  $\mu$  y densidad  $\rho$  con la configuración del sistema fig. 1-17. La potencia es una función de las siguientes variables independientes:

$$P = f(\mu, \rho, N, g, D, D_T, \text{etc.}) \quad (1.5.2)$$

Usando análisis dimensional y cumpliendo con los principios de similitud (geométrica, cinemática y dinámica) la función 1.5.2 puede ser reducida como sigue:

$$\frac{P}{\rho N^3 D^5} = f\left(\frac{\rho N D^2}{\mu}, \frac{N^2 D}{g}, \frac{D_T}{D}, \frac{W}{D}, \frac{H}{D}, \text{etc.}\right) \quad (1.5.3)$$

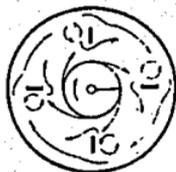


turbina

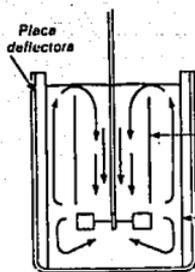
helice

helice helicoidal

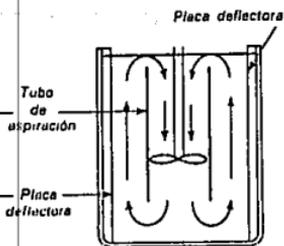
Fig 1-11



helice helicoidal



turbina



helice

Fig 1-12

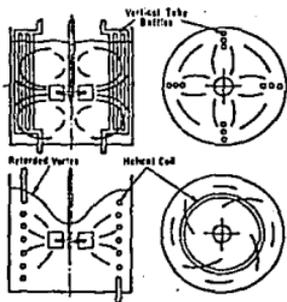


Fig 1-13



Fig 1-15

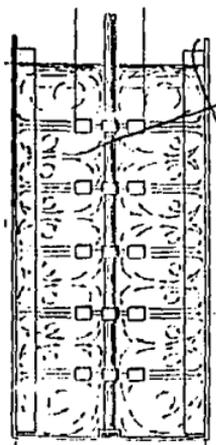


Fig 1-14

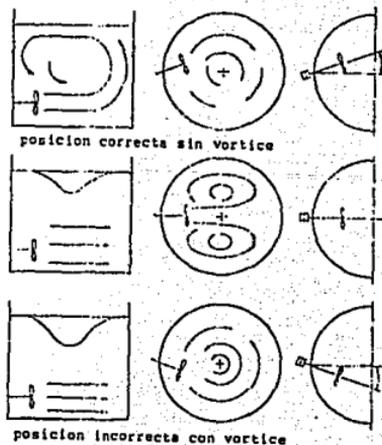


Fig 1-16

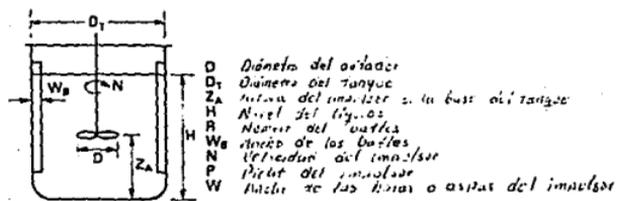


Fig 1-17

Donde los términos  $\rho ND^2/\mu$ ,  $N^2D/g$  y  $P/\rho N^3D^5$  son grupos adimensionales denominados números de Reynolds, número de Froude y número de Potencia; y las relaciones geométricas  $D_T/D, W/D$ , etc. dependen del tipo de arreglo recipiente/impulsor. Si consideramos un mezclador mecánico definido, estos últimos términos son constantes y la función 1.5.3 se reduce a:

$$N_p = f(Re, Fr) \quad (1.5.4)$$

Y la forma más simple de la función 1.3 de acuerdo con la ley de la potencia es:

$$N_p = K' Re^b Fr^c \quad (1.5.5)$$

Donde las constantes  $K'$ ,  $b$  y  $c$  deben ser determinadas de medidas experimentales en un determinado mezclador. Es muy común encontrar la ecuación 1.5.5 como gráficas denominadas curvas de potencia. A manera de ejemplo presentamos una de estas gráficas fig. 1-17 la cual corresponde a una turbina de seis aspas planas localizadas al centro del tanque. Se han publicado una enorme cantidad de gráficas para muy diversos impulsores, baffles, tubos de corriente, etc. Ellas se pueden encontrar en la siguiente literatura (Ref. 75, 68, 69)

**MEZCLADO POR BURBUJEO DE UN GAS.** La inyección de un gas en el seno de un líquido produce el fenómeno de burbujeo y arrastre del líquido, lo cual puede utilizarse como método de mezclado. Quillen menciona que el aire es el gas preferentemente empleado debido a su disponibilidad en los servicios auxiliares de una planta industrial, así también, por tomar lugar en reacciones químicas, para promover el crecimiento bacteriológico o reducir los requerimientos de potencia en el mezclador mecánico.

Reconoce que este método es de baja eficiencia comparados con aquellos movidos por motores eléctricos, pero a pesar de tal desventaja su necesidad real se debe aparte de las razones ya mencionadas, cuando se trata con líquidos altamente corrosivos, con líquidos con alta concentración de sólidos o tanques poco profundos.

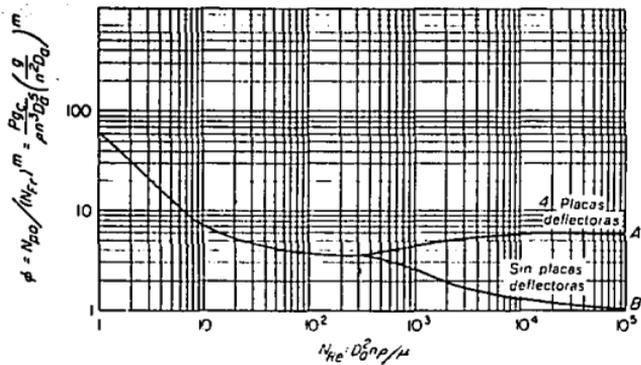


Fig 1-17A

Serbacek y Tausk (Ref. 59) clasifican este método en dos tipos, los cuales los describen como: por inyección libre de aire y por inyección de aire a través de un tubo de corriente. En el primero, el gas es alimentado dentro del líquido por un tubo colocado en el fondo del tanque, ascendiendo éste a través del líquido hasta abandonar su superficie y descargarse a la atmósfera.

El tipo de patrón de flujo que se genera en este sistema se muestra en la fig. 1-18. Aseguran que los remolinos producidos por la expansión de las burbujas y sus colisiones producen la difusión turbulenta y el mezclado. El grado de agitación depende de las siguientes condiciones: a) cantidad de flujo de aire y b) velocidad del aire en la descarga.

Recomiendan emplear este método sólo para líquidos con una viscosidad máxima de 200 centipoises. La mejor agitación se alcanza en tanques relativamente profundos. En el segundo, el aire o gas es inyectado también por el fondo del tanque a través de un tubo de corriente, el líquido es forzado a circular a través de éste por el movimiento de ascenso de las burbujas hasta la superficie del líquido.

El tubo previene de arrastres intermedios como en el anterior caso. La figura 1-19 muestra los patrones de flujo que se genera en este sistema. La velocidad de flujo dentro del tubo es alta comparada con el primero. Así también, la intensidad de turbulencia de la corriente a través del tubo aumenta en la dirección de la superficie.

El líquido al llegar a la superficie fluye en dirección hacia las paredes y desciende hacia el fondo donde es succionado por el tubo. La velocidad de circulación del líquido en el tanque depende del diámetro del tubo y de la velocidad del aire o gas.

Serbacek y Tausk (Ref. 59) clasifican este método en dos tipos, los cuales los describen como: por inyección libre de aire y por inyección de aire a través de un tubo de corriente. En el primero, el gas es alimentado dentro del líquido por un tubo colocado en el fondo del tanque, ascendiendo éste a través del líquido hasta abandonar su superficie y descargarse a la atmósfera.

El tipo de patrón de flujo que se genera en este sistema se muestra en la fig. 1-18. Aseguran que los remolinos producidos por la expansión de las burbujas y sus colisiones producen la difusión turbulenta y el mezclado. El grado de agitación depende de las siguientes condiciones: a) cantidad de flujo de aire y b) velocidad del aire en la descarga.

Recomiendan emplear este método sólo para líquidos con una viscosidad máxima de 200 centipoises. La mejor agitación se alcanza en tanques relativamente profundos. En el segundo, el aire o gas es inyectado también por el fondo del tanque a través de un tubo de corriente, el líquido es forzado a circular a través de éste por el movimiento de ascenso de las burbujas hasta la superficie del líquido.

El tubo previene de arrastres intermedios como en el anterior caso. La figura 1-19 muestra los patrones de flujo que se genera en este sistema. La velocidad de flujo dentro del tubo es alta comparada con el primero. Así también, la intensidad de turbulencia de la corriente a través del tubo aumenta en la dirección de la superficie.

El líquido al llegar a la superficie fluye en dirección hacia las paredes y desciende hacia el fondo donde es succionado por el tubo. La velocidad de circulación del líquido en el tanque depende del diámetro del tubo y de la velocidad del aire o gas.

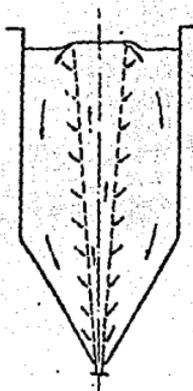


Fig 1-18

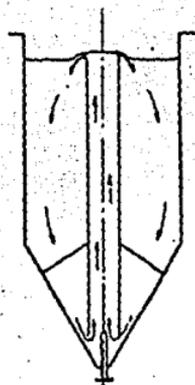


Fig 1-19

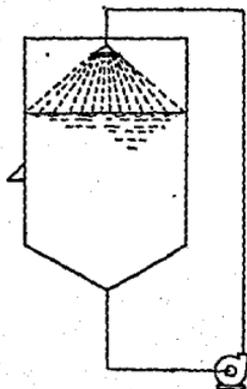


Fig 1-20

**MEZCLADO POR BOMBEO.** Las grandes cantidades de líquidos newtonianos pueden ser mezclados por la recirculación de éste por medio de un sistema de bombeo. Quillen (Ref. 50) afirma que el mezclado se produce por la acción del impulsor o pistón de la bomba, por el flujo turbulento en las líneas y por el mecanismo jet en la descarga de la corriente de recirculación dentro del tanque.

Una ventaja es que el sistema de bombeo no requiere altas potencias, pues sólo depende de la altura del nivel del tanque. Starbacek y Tausk (Ref. 59) presentan un sistema modificado en el que el líquido recirculado es esparcido por la parte superior para esparcir y dividir el fluido. Aseguran que este arreglo tiene una mejor eficiencia que el propuesto por Quillen, la fig. 1-20 muestra este último método.

**MEZCLADO POR CUERPOS ESFEROIDES.** Este método utiliza como principio de mezclado partículas y cuerpos esféricos generalmente de acero, cuarzo y porcelana de 50 a 2 mm de diámetro, los cuales son obligados a ponerse en movimiento por un mecanismo auxiliar siguiendo trayectorias circulares dentro del tanque que los contiene junto con el producto a homogeneizar.

Es un método exclusivo para el mezclado de sólidos con líquidos. La fase en dispersión es líquida y entre más se comporte como fluido newtoniano más eficiente es el equipo. Este método es utilizado ampliamente dentro de la industria de pinturas, tintas y barnices para dispersar los pigmentos sólidos con la resina.

El nivel de homogeneidad exigido para estos productos es alta, generalmente el sólido debe tener un tamaño de partícula de 1 a 10 micras, por lo que el mezclado mecánico no es capaz de realizar mientras éste es muy eficiente.

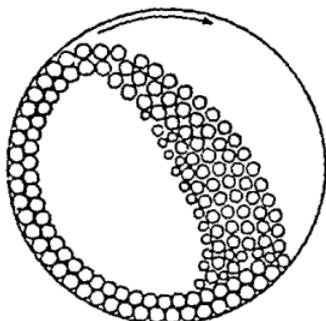
Otra de las dificultades lo constituyen las propiedades de ambos componentes; para los pigmentos, la dureza y las propiedades eléctricas, para las resinas líquidas, su viscosidad alta y su baja difusividad en sólidos.

Schwamm (Ref. 57) define que existen sólo dos tipos de mezcladores que emplean este método conocidos como molino de bolas y molino de perlas. El primero, consta de un tanque cilíndrico grande (2 a 6 mts de diámetro) localizado horizontalmente y que gira a una velocidad sobre su eje y que está lleno aproximadamente hasta la mitad de su volumen de bolas de 4 a 10 cm de diámetro, la fig. 1-21 muestra este tipo de mezclador.

El mecanismo de mezclado es el siguiente, las bolas se elevan unidas a la pared del tanque hasta una altura máxima, de donde caen en cascada sobre otras que previamente ya alcanzaron la superficie, el impacto de unas contra otras reduce el tamaño del sólido del producto y el movimiento de rotación de las bolas genera fricción con otras las cuales comunican esfuerzos cortantes a las partículas de sólido reducido y las incorpora y redistribuye en el volumen de la mezcla.

El molino de perlas es semejante, sólo que el tanque cilíndrico es pequeño (de 100 a 200 lts) y puede estar localizado horizontal o verticalmente, dentro del tanque se encuentra un impulsor formado de un eje y varios discos lisos (de 5 a 15) separados uniformemente unos de otros el cual gira a grandes velocidades (3700 RPM), y partículas esféricas pequeñas de 2 a 3mm de diámetro conocidas comúnmente como perlas.

El recipiente cilíndrico tiene una chaqueta para circularle agua de enfriamiento ya que las grandes velocidades generan mucho calor, y una alimentación y descarga para hacer pasar el producto cíclicamente. Los mecanismos que producen el mezclado se logra en las zonas adyacentes a la superficie de cada disco, fig. 1-22, en donde las capas de perlas se deslizan entre sí con velocidades diferenciales muy altas generando intensos esfuerzos cortantes. Los aglomerados sólidos que quedan entre capas son desintegrados también por impacto entre las perlas y la superficie del cuerpo del tanque.



Operación de un molino de bolas.

Fig 1-21

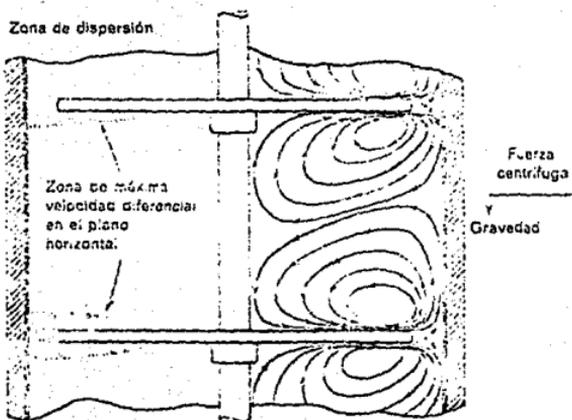


Fig 1-22

A diferencia de las bolas de mayor tamaño, las perlas alcanzan un mayor número de puntos de contacto entre ellas por unidad de volumen, produciendo por lo tanto una dispersión más eficiente. En resumen, este método de mezclado incorpora al impacto físico como mecanismo de mezclado, siendo éste básico para alcanzar el grado de mezclado requerido entre sólidos y líquidos.

**MEZCLADO HIGH SHEAR.** Estos equipos consisten de un recipiente cilíndrico y un impulsor en forma semejante al mezclado mecánico, sin embargo, difiere esencialmente de este en dos características; al uso de altas velocidades angulares generalmente a 3600 RPM y en ocasiones tan altas como 10 000 RPM, y el diseño del impulsor, el cual se forma de un estator (pieza fija) y un rotor (pieza en movimiento) cilíndricos separados por un claro de 3mm., la fig. 1-22A ilustra un impulsor high-shear.

El mecanismo de mezclado lo realizan los altos esfuerzos cortantes que se producen y concentran en la pequeña abertura o espacio entre el estator y el rotor para desintegrar las partículas o elementos de la fase pesada (sólido, plástica o líquido viscoso). El desarrollo de estos sistemas se debió a la necesidad de equipos de alta eficiencia que productos como las lociones y cremas demandaban. La fig. 1-22B ilustra un modelo clásico y sus patrones de flujo desarrollados.

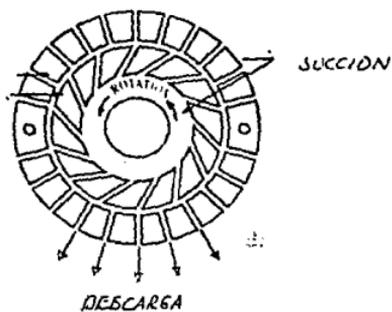


Fig 1-22A

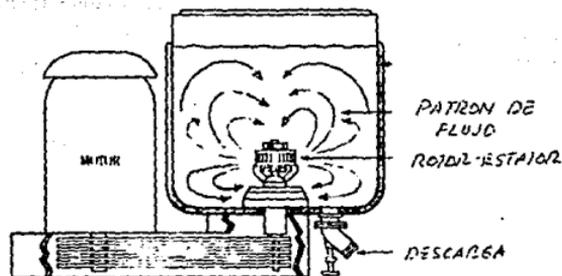


Fig 1-22B

## 1.6.2 Mezclado de Líquidos No-Newtonianos, Pastas y Estado Plástico.

En la industria química una gran cantidad de productos que se fabrican tienen un comportamiento reológico complejo, entre algunos productos conocidos están; bitumen, asfalto, plastilina, adhesivos, pasta de dientes, mastique, chicle, grasa de calzado, lubricantes, chocolate, morteros para piso, selladores, etc.

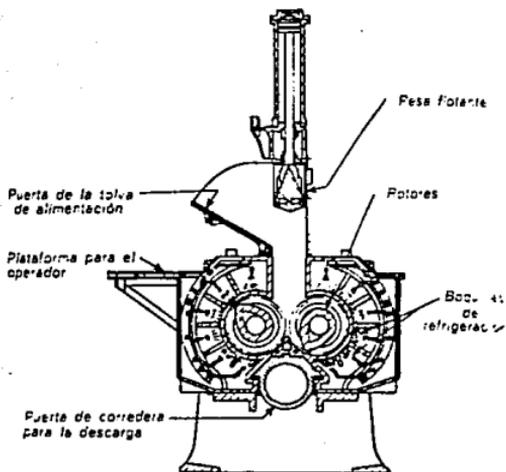
Para Parket (Ref. 46) muchos de estos productos no han sido identificados como no-newtonianos porque no se ha realizado un análisis reológico experimental de ellos o por que como en el caso de la plastilina y morteros (partículas sólidas mezcladas con resinas líquidas) resulta altamente complejo o esta fuera de su campo de estudio.

Es por lo que, tanto Quillen (Ref. 50) como Parker (Ref. 46) clasifican así a todos estos productos. Parker emplea el criterio de la viscosidad absoluta o aparente para definir las fronteras entre una fase líquida, plástica y sólida. De acuerdo a este criterio la fase líquida se encuentra entre 0 y  $10^5$  centipoises, el estado plástico entre  $10^5$  y  $10^6$  centipoises y mayor a  $10^6$  el estado sólido. Para el mezclado de estos productos se utilizan los siguientes métodos.

**MEZCLADO INTERNO.** Este método fue desarrollado para alcanzar la máxima potencia por litro del volumen de trabajo. Su principal característica es que el volumen de mezcla ocupado por los impulsores y el producto se encuentra cerrado totalmente durante el ciclo de operación.

Los mezcladores de esta naturaleza se componen básicamente de dos cilindros horizontales fusionados por un costado cada uno tangencialmente para formar una cámara de mezclado cerrada.

En cada cilindro se localiza un impulsor tipo rotor de forma lobular los cuales giran normalmente a 20, 30 ó 40 RPM. Y un sistema de sellado con presión (max. 10 kg/cm ) en el registro de alimentación. La fig. 1-23 muestra el mezclador más común de este tipo denominado Banbury.



Mezcladora interna Banbury. (Farrel Co.)

Fig 1-23

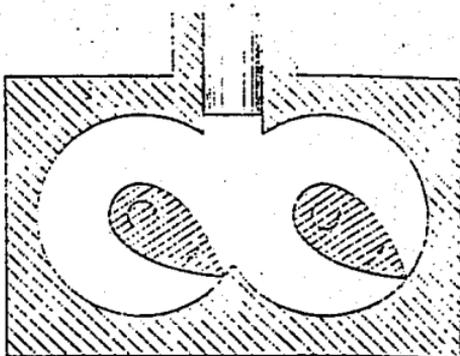


Fig 1-24

Los mecanismos de mezclado que se emplean son; esfuerzos cortantes y compresión. El mecanismo de mezclado se desarrolla de la siguiente forma. El volumen se llena totalmente de los productos y se cierra a presión, los impulsores al girar desplazan el material en el sentido de movimiento de éste, parte del material de un cilindro es impulsado al adyacente el cual gira en sentido opuesto y viceversa.

La zona entre el filo del lóbulo y la pared del cilindro, fig. 1-24 es donde se desarrollan los altos esfuerzos cortantes y donde se efectúa el mezclado, además la compresión suministrada al volumen balancea las fuerzas de inercia del impulsor que comunica a la masa para que una parte penetre entre el claro del impulsor y la pared.

La fig. 1-25 muestra una variante del mezclado interno, los impulsores son rotores en forma de "cocoles" y su sentido de giro es igual para ambos. Este tipo incorpora el agitado por desplazamiento positivo el cual se muestra en la fig. 1-25, existen tres zonas donde se contiene el material, cada una de ellas cambia de forma y capacidad conforme giran los rotores y para que esto se lleve a cabo parte del material debe fluir entre los claros impulsor-pared e impulsor-impulsor a las otras zonas.

Este diseño es más eficiente porque adiciona esfuerzos cortantes entre los impulsores. Por lo general estos mezcladores llevan sistemas de enfriamiento por la intensa fricción que se desarrolla. Este método de mezclado es ampliamente empleado en la industria de la goma y el caucho.

**MEZCLADO POR RODILLOS.** Se le conoce también como molienda con rodillos por utilizar fundamentalmente de uno hasta cinco rodillos cilíndricos metálicos y que pueden tener distintos arreglos para aquellos de más de tres. Considerando el formado por dos rodillos fig. 1-27, ambos rodillos se localizan paralelamente respecto a sus ejes longitudinales separados por un pequeño claro de 50 a 150 micras y giran por lo general a diferentes velocidades en sentidos opuestos.

El producto a mezclar se alimenta a través del espacio entre los dos rodillos y es forzado a penetrar en el claro siguiendo el sentido de rotación de los rodillos distribuyéndose en una película de espesor uniforme en toda la superficie de los rodillos. Finalmente el producto mezclado se quita por medio de una cuchilla filosa. Generalmente por el centro de los rodillos se hace fluir agua de enfriamiento.

Pearson (Ref. 76) y Mckelvey (Ref. 77) presentaron un estudio sobre este método. Aseguran que el mezclado que se efectúa entre las superficies de dos rodillos se realiza en un régimen de flujo laminar como se muestra en la figura 1-28, generándose esfuerzos cortantes muy altos provocando la deformación de los aglomerados sólidos que se desean dispersar en la fase líquida que le acompaña.

Además, los rodillos aplican fuerzas de compresión por medio de un sistema hidráulico para contrarrestar las fuerzas de inercia que se comunican al material y contribuyen también a la deformación de los elementos a dispersar. El equipo de este tipo que ha tenido más éxito ha sido el de tres rodillos fig. 1-29, ya que posee dos líneas de esfuerzos cortantes comparada con una del de dos rodillos y es mucho menos costoso y menos voluminoso que el de cinco.

Los rodillos son comúnmente de 22 a 24 in de diámetro y de 48 a 60 in de largo. Su aplicación es en la industria del hule, plástico y pinturas. La fig. 1-30 muestra el tamaño de claro entre rodillos comparado con el tamaño de partícula de productos sólidos que se dispersan con estos equipos. La operación de estos equipos es por lotes y frecuentemente se recircula el material hasta ocho veces dependiendo del grado de mezclado deseado y de la dureza de los sólidos.

Un aglomerado deformado se extiende por una parte de la superficie del rodillo y se redistribuye con el resto del material para alcanzar cierta homogeneidad en la zona de alimentación donde la masa acumulada esta en constante rotación con patrones de flujo circulares provocados por el giro de los cilindros.



Fig 1-30



Fig 1-29

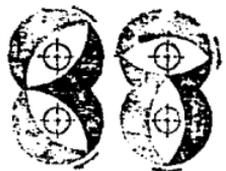
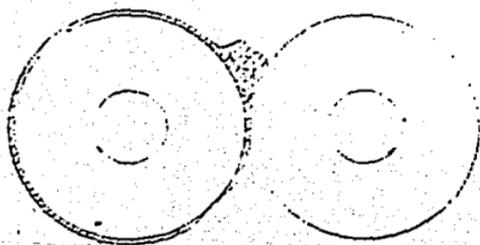
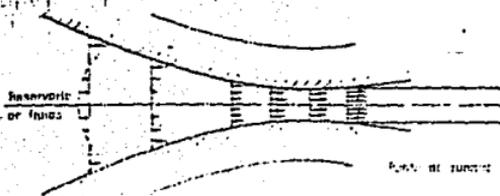


Fig 1-25



Hecha con una maquina de rodillo.

Fig 1-27



Fija entre rodillos.

Fig 1-28

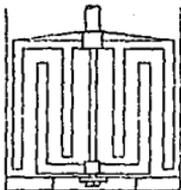
**MEZCLADO MECANICO TOTAL.** Los equipos que emplean este método son en principio semejantes al mezclado mecánico, pues se componen de un recipiente vertical y dos o tres impulsores. Debido a las propiedades reológicas, como una alta viscosidad, el material no puede fluir hacia las zonas cercanas al impulsor donde se promueve el mezclado y por lo tanto crear corrientes de flujo en todo el volumen que lo hagan eficiente.

En estos casos es preciso llevar el material hasta las zonas de mezclado haciendo que los impulsores recorran todas las partes del volumen del recipiente por medio de energía mecánica. El tipo de impulsor normalmente usado son palas en forma de ancla con múltiples paletas o de diseños especiales figuras 1-31a, b, c, d.

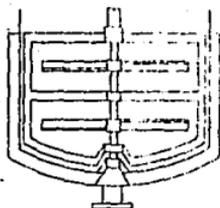
Los predominantes son los que incorporan dos impulsores que pueden estar montados sobre un mismo eje o bien cada uno independiente con el suyo.

Además cuando están sobre el mismo eje la velocidad de rotación es diferente o igual pero en sentido opuesto fig. 1-31a, cuando cada uno tiene su eje fig. 1-32b, éstos a veces tienen movimiento de traslación más el de rotación de los impulsores. Un caso especial es el mezclador Kneader fig. 1-34 que tiene dos impulsores en posición horizontal independientes y fijos.

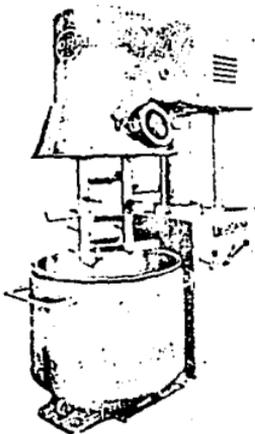
Para Coulson y Richardson (Ref. 12) este método hace uso de la técnica del barrido del volumen del producto y como ejemplo muestran el patrón de flujo que se genera en el impulsor tipo ancla fig. 1-33 para números de Reynolds entre 100 y 1000, detrás de cada paleta aparece un vórtice que se desplaza juntamente con éstas.



a



b



d



c

Fig 1-31

Estos autores aseguran que la zona principal de mezclado se localiza entre el espacio de la pared y el filo del impulsor, el material ahí situado esta sometido a esfuerzos cortantes. Otro de los equipos clásicos es el mezclador planetario fig. 1-31d, cuyos impulsores tienen movimiento de rotación y traslación, las pequeñas palas horizontales se cortan en sentidos opuestos y el material que se localiza entre ambas superficies sufre intensos esfuerzos cortantes producto de los contraflujos que generan las palas, la fig. 1-32c muestra aproximadamente los perfiles de velocidad que se obtienen en dicha zona.

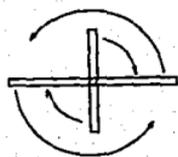
El movimiento de los impulsores genera una distribución de zonas de lineales a lo largo de donde se localizan los esfuerzos cortantes producto de los múltiples encuentros de las pequeñas palas de este tipo de impulsor, la fig. 1-32d muestra esta distribución que se genera dentro del recipiente

El movimiento de las pequeñas palas impulsa y traslada material a dichas zonas donde se promueve el mezclado. Por último, el mezclador Kneader es el tercer caso representativo.

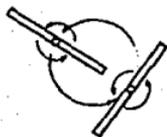
Su estructura, ya descrita fig. 1-34, puede tener dos variantes, el tipo de rotación tangencial fig. 1-34a y de rotación traslapada fig. 1-34b, así también, los impulsores de diseños especiales pueden ser del tipo sigma, zeta o cola de pescado. Los impulsores giran a velocidades diferentes.

Quillen afirma que los impulsores tienden a arrastrar una cantidad de material en su parte frontal fig. 1-35 y el proceso de mezcla se efectúa entre el claro de la pared del fondo del recipiente y el filo del impulsor. El movimiento del material lo describe en tres etapas.

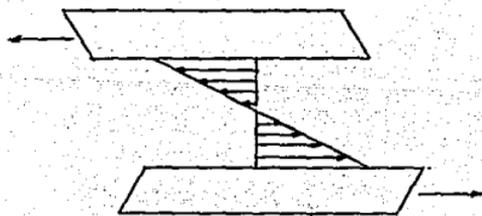
Primero, el material se acumula frente al impulsor en la región A fig. 1-35, donde experimenta deformación por esfuerzos cortantes y flujo, segundo, el material experimenta un patrón pequeño de flujo circular en esa zona A hasta que parte del mismo es atrapado en el espacio B, y tercero, el material atrapado es sometido a esfuerzos cortantes intensos.



a



b

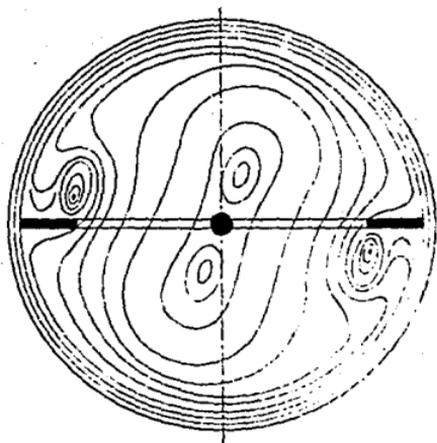


c



d

Fig 1-32



patron de flujo en el plano radial de un impulsor ancla

Fig 1-33

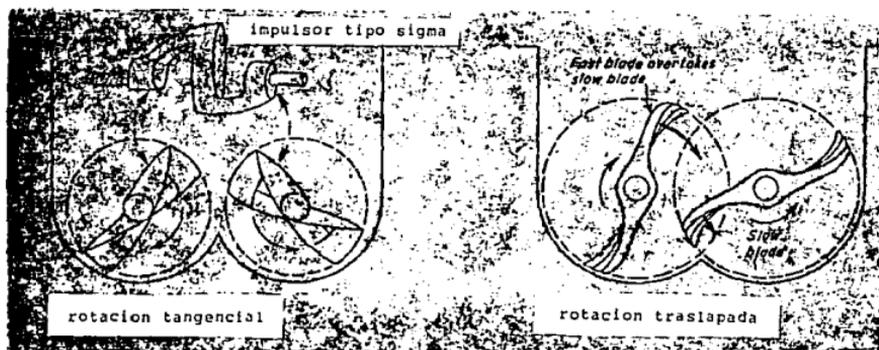


Fig 1-34

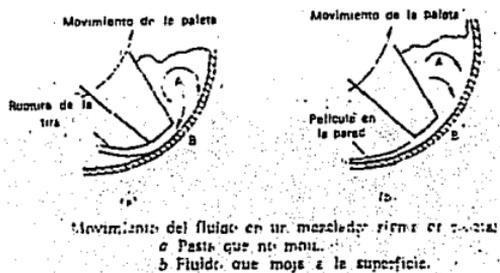


Fig 1-35

Este equipo es ampliamente usado para manejar productos en estado plástico de elevadas viscosidades y algunos cercanos al estado sólido como son los morteros de arena sílica.

### 1.6.3 Mezclado de Sólidos.

Esta operación es la parte del mezclado que poco tratamiento riguroso ha recibido comparándolo con los gases y los líquidos debido al estrecho uso en las aplicaciones industriales. A grandes rasgos se puede describir como aquella en la que dos o más materiales sólidos en forma de partículas secas con un tamaño definido son homogeneizadas hasta un grado previamente establecido por la acción de una fuente de energía.

El movimiento de las partículas sólidas es efectuado por la inercia que comunica un impulsor externo o por efecto de la gravedad o en conjunto por ambas. Esta operación es fácil visualizarla, relativamente sencilla efectuarla, pero es complejo describir cuantitativamente el fenómeno de mezclado entre partículas sólidas. Según Fischer (Ref. 13) el enfoque empírico ha dominado siempre en el diseño de los mezcladores de sólidos.

Weidenbaum (Ref. 73) publicó una revisión general de los estudios efectuados sobre el mezclado de sólidos. En él menciona que Lacey propuso que existen tres tipos de mecanismos de mezclado, estos son: Mezclado por convección; es aquel donde pequeños conglomerados de partículas se transportan de una posición a otra, mezclado por difusión; es aquel cuando las partículas individuales establecen su propio movimiento para alcanzar una posición homogénea con el resto de las partículas y mezclado laminar; donde un grupo de partículas en forma de láminas se mueven lentamente por la acción de un esfuerzo cortante.

Así también, asegura que hay varias fuerzas que actúan sobre las partículas para que se establezca uno o varios mecanismos de mezclado.

Elas son; fuerza gravitacional, fuerza centrífuga, fuerzas de fricción entre partículas y con la superficie del equipo y en ocasiones también las fuerzas electrostáticas pueden ser significativas dependiendo de las propiedades eléctricas de las partículas.

Por otra lado, ellas determinan el patrón de flujo que se genera dentro del recipiente de mezclado en conjunto con la conformación física del equipo.

De los mecanismos de mezclado podemos observar que ellos son análogos a los mecanismos propuestos para el mezclado de líquidos.

Weindenbaum (Ref. 73) asegura que la eficiencia de los equipos de mezclado para sólidos a menudo es evaluada en términos de la homogeneidad del producto final y el tiempo requerido para obtenerlo, pero que las principales variables que la afectan son las siguientes las cuales las clasificó en tres categorías:

**A. Propiedades de las partículas.**

Forma de la partícula, distribución del tamaño de las partículas, densidad, contenido de humedad, constante dieléctrica y su habilidad para fluir.

**B. Características del equipo.**

Geometría del recipiente, dimensión del recipiente, tipo de impulsor, tamaño del impulsor, tamaño y localización de los registros de alimentación y descarga, material de construcción.

**C. Condiciones de operación.**

Método, secuencia, velocidad de alimentación y velocidad de rotación o agitación.

Ya que la eficiencia se expresa en términos de dos parámetros, grado de mezclado y tiempo de mezclado, se han hecho diversos esfuerzos por parte de varios investigadores para cuantificarlos.

Para determinar el grado de mezclado se ha empleado el enfoque estadístico a través del uso de todas sus técnicas como la varianza, límites de confianza, pruebas estadísticas de significancia, gráficas de control de calidad y las distribuciones normal, binomial, de Poisson y chi-cuadrada de la probabilidad.

Weindenbaum (Ref. 73) resumió todas las expresiones de grado de mezclado en términos estadísticos que han presentado varios autores, ninguna de ellas tiene aplicación de carácter general limitándose a las condiciones bajo las cuales fueron deducidas.

Una expresión de grado de mezclado frecuentemente usada en los textos de ingeniería, es la propuesta por Smith, la cual es definida en términos de la desviación estándar. Para una mezcla binaria de partículas sólidas que se ha agitado durante un determinado tiempo después del cual se toman un conjunto de muestras N al azar en todo el volumen, la desviación estándar es:

$$S = \sqrt{\frac{\sum (x_i - \bar{x})^2}{N-1}} \quad (1.5.6)$$

$x_i$  = Concentración en fracción de producto de la muestra

$\bar{x}$  = Media aritmética de todas las muestras

N = Número de muestras.

Este valor de s es una medida relativa del grado de mezclado, válida para los materiales en cuestión y el equipo usado, una medida más general es la relación de s entre la desviación estándar cuando los dos productos están separados, esto es, al iniciar el mezclado en tiempo cero  $\sigma_p$  la cual es:

$$\sigma_p = \sqrt{p(1-p)} \quad (1.5.7)$$

siendo  $p$  la fracción de la composición de uno de los productos. Entonces, el grado de mezclado es por tanto:

$$I_p = \frac{\sqrt{\sum (x_i - x)^2}}{(N-1) p (1-p)} \quad (1.5.8)$$

De la ecuación 1.5.4 se puede deducir que  $I_p$  tiene el valor de la unidad antes de empezar la agitación, pues  $\sigma_p$  es la máxima dispersión. La fig. 1-35a ilustra el grado de mezclado de una mezcla real a medida que se agita más.

Para el tiempo de mezclado el enfoque determinístico ha ofrecido los resultados más satisfactorios. Lacey propuso que una expresión general teórica para la velocidad de mezclado puede ser desarrollada considerando uno o más de los mecanismos antes mencionados. Sobre esta base, también diversos autores publicaron sus ecuaciones de velocidad obtenidas. Todas ellas son de carácter específico para los sólidos y equipo de que se trató. Sus resultados son de valor limitado cuando se desea predecir la eficiencia en otro tipo de equipo.

Para el mezclado de sólidos hay tres métodos mediante los cuales se pueden efectuar, ellos son; mezclado rotacional, mezclado mecánico especial y mezclado estático en-línea, este último será tratado en el siguiente capítulo.

**MEZCLADO ROTACIONAL.** Su principio se basa en la rotación sobre un eje horizontal de un tanque cuyas formas geométricas más usuales son cilíndrica, doble cónica y en "V". En este método las partículas son puestas en movimiento por la pared del tanque y la fuerza de gravedad para establecer un patrón de flujo cíclico en toda la masa.

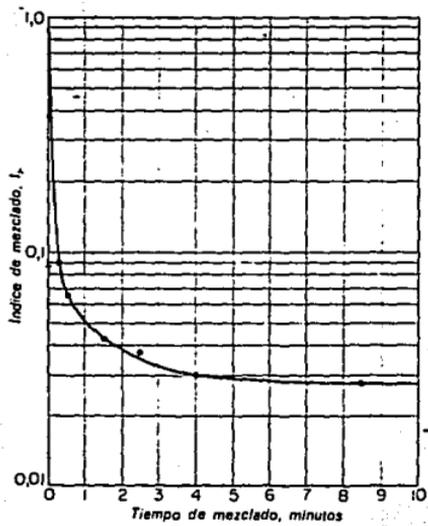


Fig 1-35A

Las partículas cercanas a la pared son elevadas hasta una altura máxima denominada ángulo de reposo, ya que ahí la velocidad de ellas es cero y se deslizan sobre la superficie o capas cercanas a ésta hacia el fondo del tanque. Así, se establece un intercambio de partículas del fondo a la superficie.

El mezclado laminar se establece en las zonas pegadas a la pared, mientras en la corriente en cascada que fluye hacia el fondo se desarrolla el mezclado difusivo. En el mezclador cilíndrico si no se permite un tiempo de rotación suficiente no se presentan intercambio de partículas a lo largo del eje axial presentándose un pobre mezclado en ese plano.

Para mejorar esta deficiencia se desarrollaron los mezcladores de doble cono fig. 1-36 y el tipo "V" fig. 1-37, así también instalando baffles internos.

La modificación de la forma del recipiente obliga a la masa de partículas a desarrollar patrones de flujo con corrientes que cambian constantemente de dirección y sentido. La fig. 1-38 muestra las corrientes de flujo que se desarrollan en el tipo "V" cuando gira y se encuentra en los tres planos principales, como existen zonas de flujo axial este diseño mejora mucho la acción de mezclado. La aplicación de estos equipos es para sólidos que fluyen fácilmente y su consumo de potencia es menor a los mecánicos.

**MEZCLADO MECANICO HELICOIDAL.** Básicamente es semejante a los empleados para líquidos. Se desarrolla con un recipiente y un impulsor, que en los equipos más eficaces este es del tipo helicoidal.

Los equipos más representativos son el mezclador de cinta o ribbon fig. 1-39 y el mezclador de tornillo vertical fig. 1-40. En el ribbon su impulsor localizado en posición horizontal se forma de dos cintas enrolladas en forma helicoidal concéntricas y con movimientos axiales opuestos.

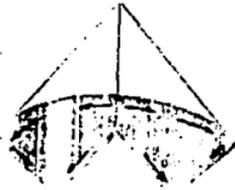


Fig1-38

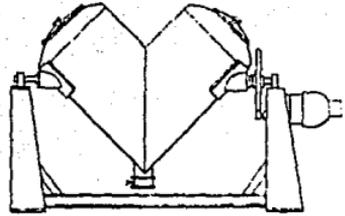


Fig 1-37

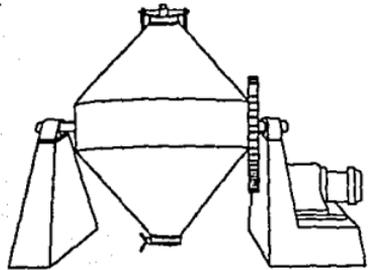


Fig 1-36

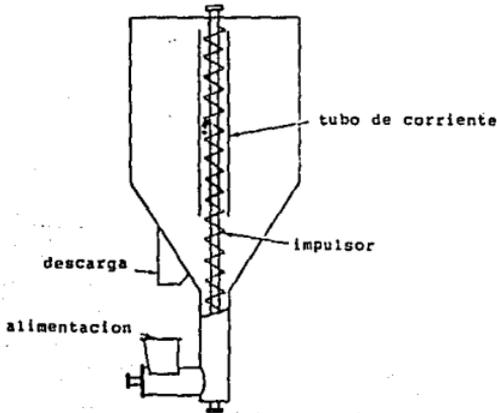


Fig 1-40

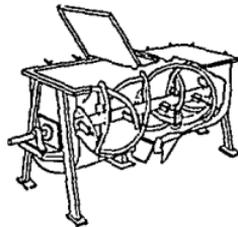


Fig 1-39

La espira más grande mueve a las partículas axialmente en una dirección y la espira del centro y de menor diámetro las mueve en la dirección opuesta. El mezclado axial es menos rápido que el radical; sin embargo, para minimizar el estancamiento de partículas en la pared la espira grande raspa las paredes del recipiente no permitiendo zonas estancadas. Se recomienda este equipo para partículas que no fluyen fácilmente. La potencia que requieren es moderada pero mayor a los rotatorios.

En el de tornillo vertical, el impulsor es un tornillo helicoidal el cual impulsa las partículas del fondo hasta el techo del recipiente a través de un tubo de corriente, para caer en cascada circular hacia las paredes y descender para volver a ser succionadas.

La zona intensa de mezclado se desarrolla en el impulsor, pero el fondo cónico también contribuye a éste. Se recomienda para partículas de baja densidad (max 5 gr/cm ) sin importar sus características de flujo. El consumo de potencia es menor a los antes mencionados.

## **1.7. CLASIFICACIÓN DE EQUIPOS DE MEZCLADO.**

Coulson y Richardson (Ref. 12) afirman que el equipo para mezclado es uno de los que cuenta con una enorme variedad de diseños debido probablemente a la diversidad de materiales que debe tratar y que muy poco se ha hecho por realizar una estandarización de equipo, además de que no se dispone de códigos de diseño, por lo que el diseño y selección de muchos de ellos es principalmente realizada por la experiencia. Quillen (Ref. 50), Uhl y Gray (Ref. 68) y Sterbacek y Tausk (Ref. 59) presentan en sus obras descripciones sistemáticas sobre equipo de mezclado en general.

La descripción que hacen estos dos últimos autores es la más completa y su estructuración es elaborada bajo una clasificación en base a los estados de agregación, dicho enfoque generó una clasificación extensa de difícil memorización. Por otro lado, Quillen resumió mediante una tabla los equipos más representativos contra el rango de viscosidad en que operan.

Tomando esta idea y los métodos de mezclado de la tabla 1.1 y por medio de una tabla similar presentamos una clasificación general de equipo de mezclado, con la cual intentamos englobar todos los equipos disponibles comercialmente hasta la década de los 90's.

CLASIFICACION DE EQUIPO DE MEZCLADO

METODO DE MEZCLADO	viscosidad centipoises			estado	estado
	10 <sup>1</sup>	10 <sup>2</sup>	10 <sup>3</sup>	10 <sup>4</sup> plastico	solido
BURBUJEO CON AIRE	-----	-----			
JET LIQUIDO	-----	-----			
MECANICO PALA	-----	-----			
MECANICO HELICE	-----	-----			
MECANICO TURBINA	-----	-----			
MECANICO CONOS	-----	-----			
MECANICO DISCOS	-----	-----			
MECANICO HELICOIDAL	-----	-----	-----	-----	-----
POR BOMBEO	-----				
POR ESFERAS-VERTICAL	-----				
MECANICO TOTAL CINTA	-----	-----			
MECANICO TOTAL KNEADER	-----	-----	-----		
HIDRODINAMICO	-----				
POR ESFERAS-HORIZONTAL	-----				
CENTRIFUGO	-----	-----			
HIGH-SHEAR	-----	-----			
INTERNO	-----	-----	-----		
POR RODILLOS	-----	-----	-----		
ROTATORIO	-----	-----			
CONVENCIONAL EN-LINEA	-----	-----			
ESTATICO EN-LINEA	-----	-----	-----		

proceso por lotes -----

proceso continuo -----

## **CAPITULO II FUNDAMENTOS DEL MEZCLADO EN-LINEA**

### **2.1 INTRODUCCIÓN.**

A partir de la década de los años sesentas la necesidad de nuevos diseños en mezclado hacia la tendencia de procesos continuos factibles y prácticos arrojó los primeros innovadores diseños, ya que el tradicional método de mezclado mecánico se empezaba a ver poco favorecido en aspectos como capital fijo, costos de operación y mantenimiento, espacio, entre otros. Esta necesidad impulsó el desarrollo del mezclado en-línea cuyos equipos pueden ser instalados entre una línea de proceso.

El método consiste fundamentalmente en utilizar un recipiente de pequeñas dimensiones o un tramo de tubería con una entrada y una salida y un medio mecánico accionado o no para acelerar el mezclado. Dependiendo del medio para mezclar se divide en dos tipos que a continuación tratamos.

### **2.2 CLASIFICACIÓN DEL MEZCLADO EN-LINEA.**

Hay básicamente dos tipos de mezclado en-línea. Uno requiere del uso de su propia fuente de energía usando impulsores mecánicos accionados por motores, a este tipo Oldshue (Ref. 45) lo denominó "mezclado en línea convencional". El otro, sólo requiere del movimiento de la corriente de los materiales usando elementos geométricos fijos, a éste se le ha denominado ampliamente por los especialistas como "mezclado estático en-línea". Sobre esta base desarrollamos una clasificación de mezcladores en-línea que presentamos en la tabla 2.1.

La primera clasificación corresponde al criterio acabado de mencionar. La siguiente subclasificación contempla el criterio entre los mezcladores que se pueden adquirir en el mercado y los que no. Y la tercera, "In-house" a los diversos tipos que han sido publicados trabajos sobre ellos y "Comerciales" a los distintos fabricantes que ofrecen mezcladores estáticos.

TABLA 2.1

CLASIFICACION DE MEZCLADORES EN LINEA	CONVENCIONAL	IN-HOUSE	Tipo A Tipo B Tipo C Tipo D Schaschlik
	ESTATICO (Motionless)	COMERCIALES	Duriron Co. Chemineer, Inc. Zulser-Koch Co. Komak Systems Inc. Ross & Son Co. Toray Industries Inc. Mixing Equipment Co. John Zink Co. Tah Co. Luwa, Ing. Koflo, Corp.

### **2.3 MEZCLADO EN-LINEA CONVENCIONAL.**

Este método de mezclado puede reemplazar mezcladores mecánicos de gran capacidad, ya que éstos proveen mezclado de los fluidos casi instantáneamente en un volumen muy pequeño, así como en poco espacio y requiriendo mucha menor potencia. Esto se traduce en tener más bajos costos de inversión y operación.

Los diseños disponibles comercialmente son capaces de manejar flujos desde 3.8 hasta  $5.7 \times 10$  l/min en recipientes con capacidad volumétrica de 3.8 hasta 380 lt. Los tiempos de residencia son de segundos comparados con minutos u horas del mecánico y cualquier variación en la corriente de alimentación es inmediatamente entremezclada. La fig. 2-2 ilustra un mezclador de este tipo el cual tiene un tiempo de residencia corto.

Estos equipos han demostrado ser eficientes en el mezclado de líquidos miscibles y dispersiones líquido-gas. La fig. 2-1a muestra el diseño comercial denominado Flomix en el cual las corrientes de líquidos que entran por la parte inferior son agitadas primeramente por una turbina, luego pasan a una cámara interna por medio de unos orificios para ser una vez más mezclados por una hélice y finalmente pasan por unos baffles para salir. Una aplicación que ha tenido éxito de estos equipos es en el lavado cáustico del petróleo crudo en el proceso de refinación teniendo una eficiencia del 64% comparado con el 50% del mezclado mecánico. La fig. 2-1b ilustra otro diseño de mezcladores convencionales.

### **2.4 MEZCLADO ESTÁTICO EN-LINEA.**

Sterbacek y Tausk (Ref. 59) afirman que el proceso más simple de mezclado es aquel que se lleva a través de una tubería durante el transporte de gases y líquidos. Simpson (Ref. 5; cap 6) hizo un resumen del trabajo más sobresaliente sobre tipo quién lo considera el primer caso de mezclado estático en-línea. En el expone que teóricamente, los fluidos miscibles pueden ser solo mezclados por difusión molecular, solo que el proceso es lento y requeriría emplear una longitud de tubería grande.

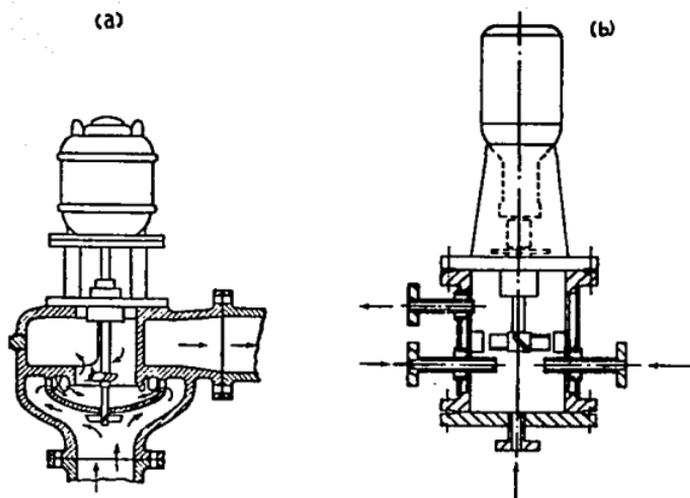


Fig 2-1

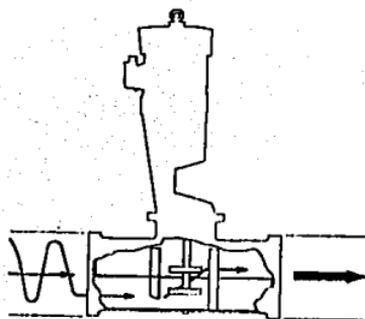


Fig 2-2

Por fortuna, la mayoría de los sistemas industriales operan en régimen turbulento donde el mezclado puede lograrse con un consumo bajo de energía.

Explica este proceso en base a la teoría de Kolmogorov, Landau y Lifshitz la que postula que el flujo turbulento se compone por una distribución de remolinos de diferentes tamaños, que el tamaño de los remolinos se define como la distancia entre la cual hay un apreciable gradiente de velocidad, los remolinos más grandes se dividen en más pequeños y estos a la vez en otros más hasta disiparse en calor, el número de Reynolds para los remolinos más pequeños es de 1 y el tamaño se calcula de la viscosidad cinemática y de la velocidad de disipación de la energía.

Al nivel de estos pequeños remolinos, el mezclado ocurre entre una interacción de turbulencia y difusión molecular. De dicha teoría Simpon deduce que para una alta velocidad de disipación de energía el tamaño de los remolinos se reduce teniendo como efecto una mayor rapidez de mezclado.

En base a este principio concluye que el mezclado es favorable para altas velocidades en pequeños aparatos. Y que si bien tal teoría no proporciona un método de diseño básico, muestra la importancia del tamaño de equipo y la disipación de la energía. Por lo que, el mezclado dentro de una tubería solo tiene aplicaciones industriales prácticas si son colocados dentro de ellos "baffles y mamparas". que es precisamente la base del método del mezclado estático.

#### 2.4.1 Mezcladores In-House

Simpson (Ref. 5) publicó un trabajo sobre cuatro mezcladores estáticos a las cuales denominó "IN-HOUSE" los cuales están ilustrados en la figura 2-3. El tipo A se compone de un pequeño tramo de tubería con otro de menor tamaño localizado en forma transversal el cual tiene seis pequeños tubos perforados de varios agujeros y orientados en la dirección del flujo:

El tipo B tiene un tubo que entra transversalmente y se dobla en  $90^\circ$  en dirección del flujo y también tiene varios agujeros por donde uno de los fluidos es descargado en la corriente del otro.

Ambos tipos los recomienda para el mezclado miscible de líquido-líquido y gas-líquido. El tipo C tiene 16 perforaciones alrededor de la pared del tubo por donde es descargado un fluido en el otro y a dos diámetros se localiza un elemento fijo tipo turbina en posición axial con un disco que recibe de manera frontal el flujo.

Lo recomienda para un rápido mezclado de líquidos miscibles y para la dilución de un gas que reacciona rápidamente en un líquido, pero lo considera muy conveniente en situaciones en donde la corriente inyectada se flashearía si no es inmediatamente diluida. El tipo D lo considera de uso más común, se compone de dos tipos de elementos, uno es de disco anular y el otro una especie de "estrella" de tres vértices, son colocados alternativamente por un espacio de dos diámetros de distancia. Normalmente, de tres a cuatro elementos son utilizados satisfactoriamente. Su uso común lo considera por la sencillez con que pueden ser fabricados los discos e insertados dentro de una tubería en un taller con equipo básico.

Por último, Simpson (Ref. 59) describe el mezclador Schaschlik el cual fue analizado por Hartung y Hiby (1972) y se muestra en la fig. 2-4. Esta unidad consiste de una serie de baffles cuya forma es la de un triángulo truncado con un área de una tercera parte de la del tubo y espaciado un diámetro al baffle adyacente. A la altura del centro del tubo un eje es soldado a cada baffle para darle estabilidad a altas velocidades. Sus estudios arrojaron que la caída de presión es aproximadamente siete veces la caída equivalente por baffle.

También hace referencia que existen otros diseños que han sido publicados y que Treybal (1963) hizo una síntesis de ellos. Da tres razones por las cuales un diseño in-house puede ser seleccionado sobre un diseño comercial.

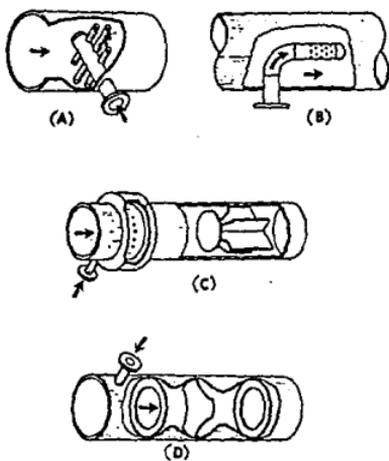


Fig 2-3



Fig 2-4

La primera, por la composición del fluido a mezclar; por ejemplo, que éste pase a través de un rango explosivo. Una segunda, que las unidades comerciales no cumplan con los requerimientos del proceso y finalmente, que puede ser menos caro usar un mezclador in-house.

#### 2.4.2 Mezcladores Comerciales.

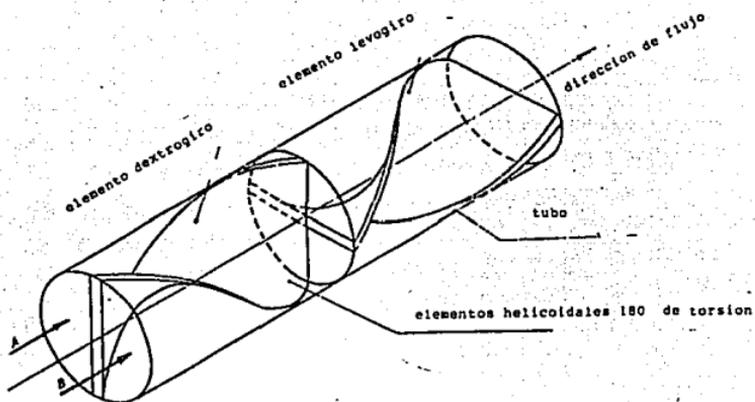
Estos sistemas de mezclado estático se encuentran disponibles en el mercado fabricados por compañías principalmente Norteamericanas, Europeas y Japonesas. Naturalmente, que por la infraestructura que los apoya han sido ampliamente estudiados hasta el grado de conocer como se desarrolla exactamente el mezclado entre los componentes a través de experimentos de laboratorio y planta piloto.

Así también, para muchos de ellos los patrones de flujo han sido determinados y se conoce con exactitud su funcionalidad en varias operaciones como dispersión líquido-gas, líquido-líquido, entre otras, algunas de las cuales se reportan en el Capítulo 3.

#### A. TIPOS Y CARACTERÍSTICAS DE LOS ELEMENTOS DE MEZCLADO ESTÁTICO.

Kenics Stándar. Según Chen y MacDonald (Ref. 9), este elemento estático fue el primero en patentarse y ofrecerse en el mercado. Su configuración es de una serie de láminas delgadas con una longitud de 1.5 diámetros las cuales se hacen rotar por sus extremos en sentidos opuestos hasta completar un giro de 180° para formar una superficie helicoidal.

Si el sentido se hace en forma opuesta se obtiene una conformación no superponible fig. 2-5. Ambas superficies helicoidales son colocados alternativamente y orientados perpendicularmente a los bordes de las placas sucesivamente. La fig 2-6 ilustra estos elementos insertados en un tubo bridado.



Kenics estandar

Fig 2-5



Fig 2-6

Kenics HEV. Son los elementos lanzados recientemente (1992) y consisten de varias lengüetas cóncavas de forma trapezoidal montadas sobre la superficie de la tubería orientadas con un determinado ángulo con respecto a ésta y dirigidos en contra de la corriente de productos, la fig. 2-5A ilustra las características y posición de éstos elementos.

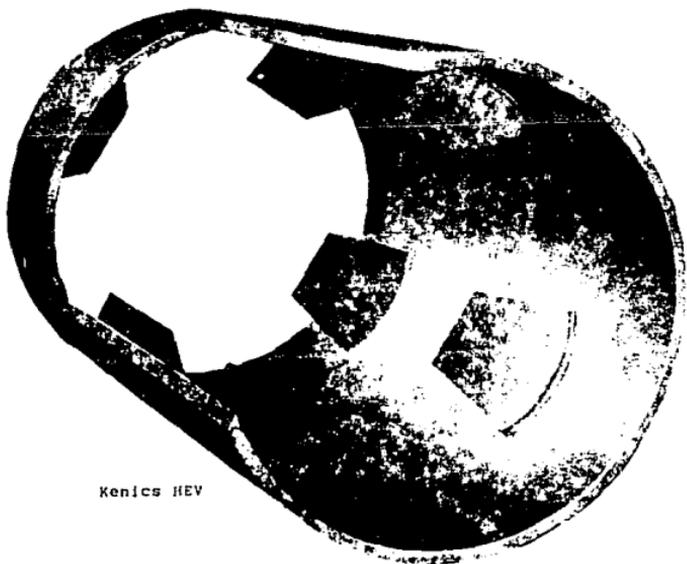
Ross LPD (Low Pressure Drop), consiste de una serie de platos semielípticos. Un simple elemento se forma de dos platos soldados a un eje tubular en posición perpendicular uno respecto del otro y a un ángulo de 45° respecto del eje. El elemento de mezclado contiguo es colocado en un plano perpendicular al elemento predecesor. La distancia de un elemento a otro es igual a un diámetro de los platos. El conjunto del eje con los platos semielípticos es insertado dentro de una tubería bridada. La fig. 2-8 muestra este elemento.

Ross LLPD. Básicamente es igual al LPD con las mismas características excepto que el par de platos semielípticos que forman un elemento son soldados en un ángulo de 60° entre ellos.

Para ambos tipos LPD y LLPD existe la alternativa en los cuales cuatro ejes son soldados a los contornos de los platos uniendo todos los elementos para formar una pieza consistente. La fig. 2-9 muestra esta variante.

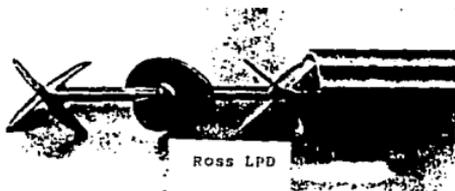
Ross ISG (Interfacial Surface Generator). Se forma de una serie de elementos cilíndricos, algunos elementos típicos son mostrados en la fig. 2-10. Los elementos son fácilmente removibles si se desea hacer una limpieza de ellos. Un elemento es un cilindro cuya longitud es igual a un diámetro.

Las bases tienen dos cortes oblicuos que convergen en una sucesión de cuatro agujeros. La convergencia de los cortes de una base es perpendicular a la base opuesta. A través de los cuatro agujeros se extienden conductos donde el fluido es transportado a la base opuesta.



Kenics HEV

Fig 2-5A



Ross LPD

Fig 2-8

La fig. 2-11 muestra estos detalles. El conducto marcado con el número uno conduce el fluido para salir por el agujero intermedio de la cara opuesta, lo mismo sucede para el agujero cuatro que es conducido para salir en el otro agujero intermedio. Los agujeros dos y tres conducen el fluido a los agujeros localizados en los extremos.

Un elemento es acoplado a otro de tal forma que la base oblicua empata exactamente con la base opuesta del elemento adyacente, entre tal acoplamiento queda un volumen definido que sirve para almacenar una pequeña cantidad de fluido y conducir este a los conductos adyacentes.

Ross Blendex. Este elemento estático fue diseñado para el mezclado de partículas sólidas utilizando la gravedad. Por lo tanto, su operación normal es en posición vertical. Su diseño fue concebido bajo los principios del ISG y a diferencia de todos los mezcladores estáticos disponibles no necesita una tubería para contener los elementos.

Estos están formados por varias cámaras tetraédricas (de 4 a 6 en los equipos estándar) interconectadas por cuatro tubos alineados sobre bases rectangulares localizadas en dos aristas que forman ejes perpendiculares desde una vista superior. La característica de las interconexiones es que los orificios extremos de una cámara se conectan con los orificios centrales de la cámara adyacente. Las figs. 2-12 y 2-13 ilustran este mezclador en dos distintos ángulos para mostrar sus detalles. Este equipo también está disponible con una tolva de alimentación y un tanque recolector.

Komax. Este elemento de mezclado estático se conforma de una serie de subelementos que desde una vista frontal forman una "equis" y son acoplados uno a otro en los ángulos formados por las "patas". Un subelemento, tiene una longitud de dos diámetros. La fig. 2-14 muestra una vista lateral de tres subelementos y la fig. 2-15 el conjunto insertado dentro de una tubería bridada.

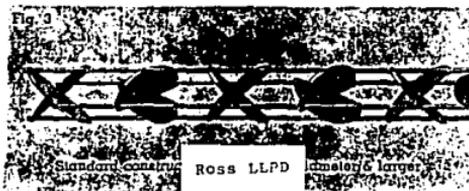
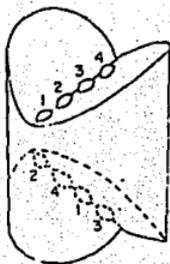


Fig 2-9



Fig 2-10



Ross ISG

Fig 2-11

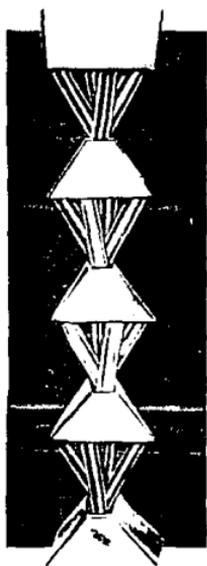


Fig 2-12

Ross Blendex



Fig 2-13

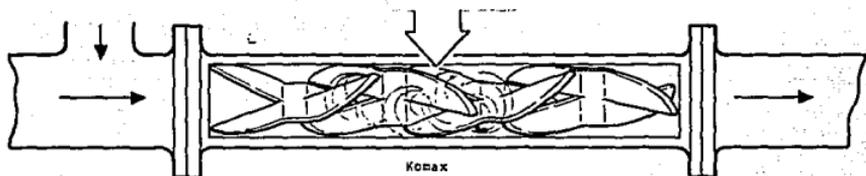


Fig 2-14

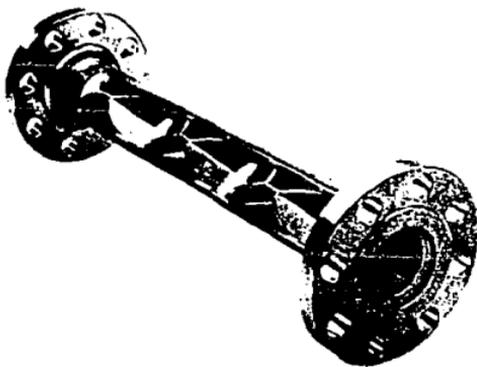


Fig 2-15

Un subelemento se construye a partir de una placa metálica o plástica generalmente, al centro se traza un rectángulo perpendicular a lo largo de la placa y en los rectángulos que se forman tanto del lado derecho como del izquierdo se traza una figura parabólica y se recorta; ahora, los lados parabólicos son cortados por el centro a lo largo de sus directrices hasta el rectángulo central, cada mitad de parábola es doblada en un ángulo de  $30^\circ$  una en sentido contrario de la otra, lo mismo se hace con el otro lado parabólico, para formar las "patas". Un subelemento así formado es acoplado a otro en planos perpendiculares que forman los rectángulos centrales. Estas uniones son soldadas para formar el elemento de mezclado que para algunas aplicaciones puede contener hasta 42 subelementos.

Lightnin. Este elemento de mezclado que se muestra en la fig. 2-16 fue descrito en su estudio por Taweel y Walker (Ref. 2). Su diseño se basa en formar diversas conformaciones a partir de un subelemento que es semejante a un impulsor tipo hélice con un determinado toque en sus tres aspas. Al centro tiene una perforación por donde se coloca un eje y un anillo dentada para acoplar uno con otro.

Este original diseño lo hace muy flexible porque pueden generarse una variedad de elementos con diferentes conformaciones. Dos configuraciones recomiendan los fabricantes. La primera se conoce como "Lightnin Dual Turbulent Unit", la cual consiste de un segmento helicoidal de  $180^\circ$  de giro que se forma de seis hélices y otro segmento formado por cuatro hélices o subelementos acoplados de tal forma que sus aspas quedan orientadas alternativamente formando ángulos de  $60^\circ$ .

Estos dos segmentos forman una unidad, la cual se repite subsecuentemente. La segunda configuración se conoce como "Staggered Elements", la cual se forma de siete hélices de tres aspas que generan un segmento helicoidal de  $180^\circ$  de giro y que equivale a los elementos Kenics, excepto que en éste se forman tres canales de flujo mientras en el Kenics dos.

Hi-Mixer. Es un diseño de la compañía japonesa Toray Industries, Inc. y sus elementos de mezclado se componen de varias unidades de un sólo subelemento fig. 2-16A (muestra subelementos de diferentes diámetros). Este es un cilindro que contiene dos cavidades también cilíndricas, en las cuales cada una tiene insertada una aspa helicoidal con un torque de 180° igual al elemento Kenics.

Para las aplicaciones con sólidos las aspas tienen una torsión de 90°. Estos subelementos son acoplados de tal forma uno a otro que los cuatro agujeros quedan en posiciones perfectamente distribuidos formando sus ejes conjugados (es el mismo eje para dos círculos) ángulos de 90° y como en la fig. 2-17 en un corte longitudinal aparenten los subelementos intermedios componerse de una sola cavidad.

Estos elementos de mezclado puede tener hasta 10 subelementos para los equipos estándares y son insertados dentro de una tubería bridada.

Sulzer-Koch SMV. Sus elementos de mezclado están compuestos básicamente de varias láminas corrugadas o acanaladas en "V" que son denominados como platos corrugados. Dichos platos se construyen de placas comúnmente de metal o plástico, las cuales son maquinadas en canales triangulares, fig. 2-18, los que están orientados en un ángulo de 45° o 30° con respecto al eje axial de la tubería.

Para formar un elemento, un plato corrugado es acoplado a otro de tal forma que los canales de ambos queden en sentidos perpendiculares y así sucesivamente con los otros. Un elemento se forma de 8 platos y su longitud es de un diámetro. El conjunto de ellos forma el medio de mezclado y son insertados dentro de una tubería en posiciones perpendiculares alternativamente.

Sulzer-Koch SMX. Es un diseño relativamente sencillo, sus elementos de mezclado se construyen de barras planas rectangulares. Un típico elemento tiene barras longitudinales que oscilan entre 1.75 y 0.5 diámetros.



Lightnin  
Fig 2-16



HI-Mixer

Fig 2-16A



Fig 2-17

Las barras son armadas formando cuatro rombos al centro inscrito imaginariamente en otro rombo cuyos ejes son las barras centrales y las de mayor tamaño, las barras son sobre puestas de canto a canto y soldadas en dichos puntos de contacto.

Los ángulos son de  $90^\circ$  y una "cama" se forma de 6 barras de distintos tamaños de acuerdo como el círculo del tubo lo exige. Un elemento contiene 8 "camas" y se forma de un total de 24 barras.

Así también, las barras de las primeras camas tienen un lado curvo que se ajusta a la superficie del tubo. Un elemento es acoplado a otro dentro de una tubería orientándose en posiciones perpendiculares y alternativamente, la fig. 2-18b ilustra dicho elemento.

Sulzer-Koch SMXL. En esencia es semejante al SMX fig. 2-18c. Comparadas las barras con las SMX, estas con más largas y más anchas. Un elemento se construye de 12 barras, cuatro de ellas se sobreponen en otras cuatro, formando rombos con ángulos de  $30^\circ$  y  $60^\circ$ , se soldan también en sus puntos de contacto.

Las barras de las "camas" extremas son semielípticas y el claro entre barras es mayor a SMX. Como en los casos anteriores un elemento es acoplado a otro perpendicular y alternativamente.

Sulzer-Koch SMXL-R. También constituye una variante de los anteriores. Los elementos también son barras pero formadas por un total de 4 que son más grandes naturalmente. Sus ángulos son de  $30^\circ$  y  $60^\circ$  y las "camas" están formadas por un sólo elemento, fig. 2-18c.

Sulzer-Koch SMXL-B. Es el elemento más sencillo de la serie, pues se forma sólo de dos barras semielípticas naturalmente más grandes y más largas, éstas son soldadas por sus centros en ángulos de  $30^\circ$  y  $60^\circ$ , la fig. 2-18d ilustra este elemento.

Sulzer-Koch SMF. Es el diseño más reciente y es contratipo del Kenics HEV. La fig. 2-18f muestra este elemento que es un cilindro de un diámetro de largo conteniendo dentro de tres mamparas, dos de ellas localizadas en un extremo, son semielipses soldadas a la pared con un ángulo de inclinación de  $30^\circ$  y del otro extremo una mampara tipo lengüeta triangular también inclinada  $30^\circ$  y soldada al ras de la boca del cilindro. Estos son insertados dentro de una tubería y rotados  $90^\circ$  con respecto a las lengüetas.

## B. PATRONES DE FLUJO Y MECANISMOS DE MEZCLADO.

Kenics Estándar. Dos son los mecanismos que los elementos de mezclado imponen a los fluidos que circulan a través de ellos para efectuarse el mezclado; Flujo radial y División de flujo.

Flujo radial: Para ambos tipos de flujos, laminar y turbulento, la rotación circular de las mitades de la corriente que se generan en un elemento de mezclado helicoidal, alrededor de su centro hidráulico, favorece la distribución alterna entre elementos de distinta composición que se encuentran originalmente separados por una distancia radial.

Los componentes direccionales del flujo son alteradas fig. 2-19, creando una nueva serie de vectores de flujo y así forzando a los elementos de fluido del centro a emigrar hacia las zonas cercanas a la pared del tubo.

Al mismo tiempo, en el plano transversal de la interfase donde hacen contacto dos elementos estáticos levógiro y dextrógiro (llamamos levógiro al elemento cuyo giro de torsión es hacia la izquierda y dextrógiro a la derecha), el sentido del vector radial es obligado a invertir su rotación.



a



b



c



d



e



f

Fig 2-18

La fig. 2-20 muestra esquemáticamente este vector direccional, en el primer elemento la rotación es hacia la derecha y en el segundo cambia hacia la izquierda. Es por lo tanto este peculiar flujo radial que cambia de sentido periódicamente que distribuirá alternativa y homogéneamente los distintos elementos que el siguiente mecanismo produce. La fig. 2-21a muestra las corrientes de flujo que en el plano axial generan los elementos y tienen formas senoidales.

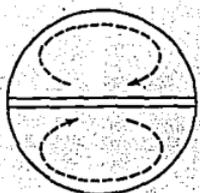
**División de flujo:** Para ambos tipos de flujo naturalmente se presenta éste mecanismo como el caso anterior; sin embargo, su efecto es claramente comprensible en el flujo laminar como procedemos a describir.

Cuando dos fluidos de distinta composición entran en los elementos estáticos experimentan necesariamente una división en dos corrientes fig. 2-21b, en el primer elemento se obtienen dos corrientes con secciones transversales semicirculares que aparecen en color blanco y negro, al penetrar en el segundo elemento nuevamente es dividido el flujo en dos, sólo que una cuarta parte de la sección es ocupada por el componente negro y la otra por el blanco, el flujo radial y la forma helicoidal del canal actúan para que a la salida se obtengan también cuatro secciones de corrientes "rectangulares" y ocupando una posición alternada del componente blanco con el negro. Al entrar al tercer elemento, es otra vez dividido en dos por el centro y perpendicular a los elementos rectangulares para formar ocho secciones, las cuales nuevamente son "deformadas" y distribuidas alternativamente para obtener las mismas ocho secciones pero de forma "rectangular" cuyos anchos son más delgados que el original.

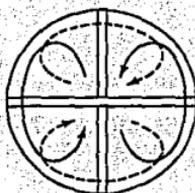
Este mecanismo es repetido sucesivamente en cada elemento de tal forma que los dos componentes quedan distribuidos en delgadas capas cuya áreas interfaciales aumentan para que la difusión molecular aumente y promueva el último mezclado a nivel molecular.

rotacion manecillas del reloj

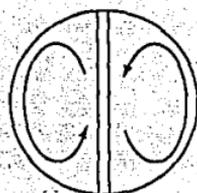
rotacion opuesta manecillas del reloj



elemento dextrógiro



interfase



elemento levógiro

Fig 2-19

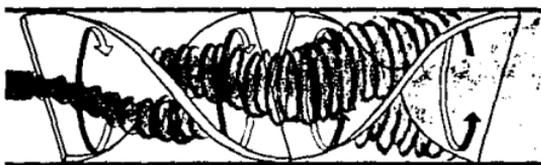
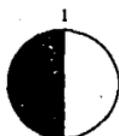


Fig 2-20



elementos



2



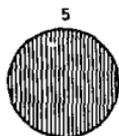
4



8



16



32

N: de divisiones

Fig 2-21

La generación de la división de la sección de flujo en otras más pequeñas y con determinadas formas geométricas por un determinado elemento de mezclado estático es posible expresarse en forma cuantitativa ya que siguen leyes matemáticas exponenciales. Oldshue (Ref. 5) reportó el número de divisiones o capas que se obtienen en los elementos Kenics estándar y a los cuales la mayor parte de los investigadores de éste tema denominan "estratificaciones" y que es válido para el flujo laminar. Dicha relación es la siguiente:

$$N = 2^E \quad (2.1)$$

N= Número de estratificaciones

E= Número de elementos estáticos

Esta relación indica que las estratificaciones generadas y por lo tanto el área interfacial entre las fases de dos distintos componentes o productos es sólo una función del número de elementos estáticos e independientes de la velocidad de flujo. De la ecuación 2.1 se predice que se producen arriba de un millón de estratificaciones después de 20 elementos estáticos.

Ross ISG. Estos elementos también hacen uso del flujo radial y de la división de flujo como mecanismos para efectuar el mezclado; sin embargo, su principio de acción es diferente a los elementos Kenics como a continuación exponemos.

Flujo radial: Como vimos en la sección anterior, estos elementos tienen cuatro conductos fig. 2-22, los cuales están orientados en ángulos oblicuos, dicha orientación conduce al fluido que se encuentra cerca de la pared del tubo en la entrada al centro de la salida lb, de la cara opuesta del elemento.

En la fig. 2-22b se muestra un elemento de vista transversal y se aprecia la dirección y sentido que en este plano tiene el flujo a través de los conductos. Por otro lado, en la cámara tetraédrica que se forma entre un elemento y otro, también se presenta flujo radial como se muestra en la fig. 2-22c, aunque su función en esta zona es deformar los elementos constituidos en capas en otras de menor espesor, esto es impuesto por las paredes de la cámara que tienden a converger en el sentido del flujo.

División de flujo: Este mecanismo que divide la sección de flujo en capas es creado por los cuatro conductos internos de los elementos. Cuando dos fluidos distintos entran al mezclador fig. 2-23 separadamente por una interfase que debe estar orientada paralelamente al eje que contiene los conductos, en estos penetra una corriente compuesta por los productos y es dirigida a la primera cámara tetraédrica, como cada conducto van dos fases a la salida de ellos el flujo se encuentra formado por ocho capas más delgadas y alternadas en composición.

Al atravesar el segundo elemento, el fenómeno se vuelve a repetir, cada conducto atrapa ahora ocho capas para generar a la salida treinta y dos que son aún más delgadas. La función del flujo radial es como en el caso del mezclador Kenics distribuir las capas divididas alternativamente.

Weinstein y Schott (56) reportaron el número de estratificaciones generadas por estos elementos estáticos. La fig. 2-24a muestra esquemáticamente en la sección A-A el flujo de dos componentes en régimen laminar y a la salida en la sección B-B el número de estratificaciones obtenidas y así sucesivamente en cada elemento estático subsecuente. Como la relación entre número de elementos estáticos y estratificaciones siguen una función exponencial, para este elemento es:

$$N = L(4)^E \quad (2.2)$$

N= Número de estratificaciones

L= Número de fases o productos

E= Número de elementos estáticos

La forma geométrica de las estratificaciones o capas en la sección de flujos o plano transversal son "rectangulares" como se muestra en la fig. 2-24b y semejante a los generados por los elementos Kenics.

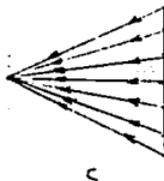
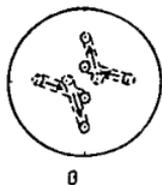
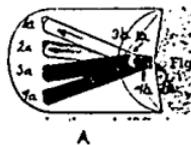


Fig 2-22

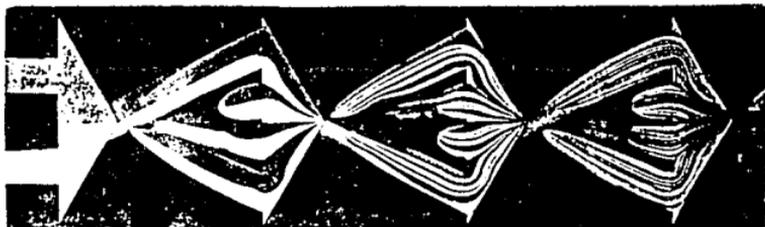


Fig 2-23

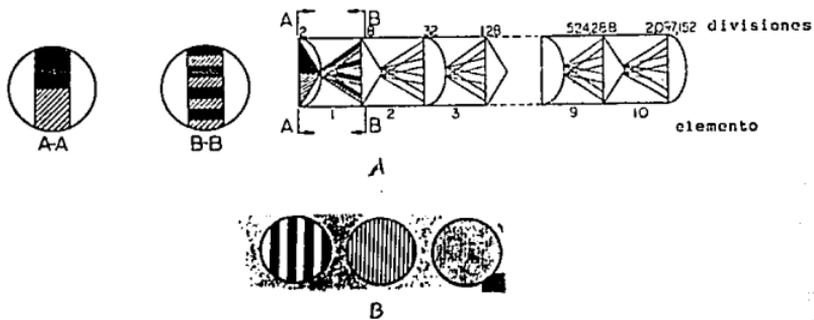


Fig 2-24

Para el mezclador Ross tipo LPD la función exponencial para el número de estratificaciones es la siguiente:

$$N = L (2)^E \quad (2.3)$$

N= Número de estratificaciones

L= Número de fases o productos

E= Número de elementos estáticos

Esta ecuación es la misma para los elementos Kenics.

Komax.- Debido a la estructura de estos elementos estáticos se desarrollan a parte, del mecanismo de división de flujo, otros dos diferentes mecanismos que son: cruzamientos de corrientes y el mezclado en retroceso (back mixing). De acuerdo al fabricante, estos mecanismos adicionales lo hacen muy eficiente y los tres mecanismos se llevan subsecuente en distintas zonas de cada elemento.

Así también, aseguran que debido al flujo en retroceso el flujo turbulento es alcanzado a un número de Reynolds de 500 en estas unidades. A continuación describimos cualitativamente cada uno de estos mecanismos.

División de flujo: Asumiendo como en los casos anteriores que se tienen dos fluidos diferentes inicialmente separados por una interfase y que fluyen en condiciones laminar, al entrar al primer elemento experimentan la primera división de flujo que ocasionan las "patas" de éstos, la fig. 2-25a muestra que la división se lleva en la zona A y cada corriente tomará una dirección de flujo hacia "arriba" y otra "abajo".

Este mecanismo se repetirá nuevamente al penetrar al segundo elemento y así sucesivamente por lo que la función exponencial que relaciona estas estratificaciones es la misma para los elementos Kenics y Ross LPD.

Flujo en retroceso: También conocido como mezclado en retroceso se desarrolla solo cuando el régimen de flujo es turbulento y se generan en las cavidades representada por las zona B en la fig. 2 -25a.

Cuando las corrientes divididas entran en las cavidades a alta velocidad se produce un choque con las superficies de las "patas" de los elementos y con la pared del tubo ocasionando la formación vórtices elípticos rotando en sentidos opuestos como se muestra en la fig. 2-25c.

Este mecanismo tiene la propiedad de que una parte del flujo esta fluyendo en contracorriente lo que permite aumentar las probabilidades de encuentro entre torbellinos de distinta composición para destruirse y generar otros nuevos con distinta composición.

Cruzamiento de corriente: Una vez que el flujo ha sido dividido en dos corrientes y ésta han experimentado el flujo en retroceso salen de las cavidades para atravesar la zona c fig. 2-25a, donde las corrientes se encuentran y se ven obligadas a cruzarse para proseguir su camino como se muestra en la fig. 2-25b.

Como ejemplo, hemos seleccionado para su mejor comprensión de este mecanismo el caso del mezclador por el método rotacional de dos líquidos mostrado en la fig. 2-25d, en ella se aprecia claramente como una corriente cruza de izquierda a derecha y la otra en dirección opuesta.

La esencia del cruzamiento de corrientes estriba en las zonas de contactos estas donde se genera una zona de pequeña turbulencia. La fig. 2-26 muestra el patrón de flujo en tres dimensiones que se generan dentro de los elementos Komax.

Lightnin.- Como se describió en la sección 2.4.2 estos elementos son hélices helicoidales con una torsión de  $180^\circ$  semejante al mezclador Kenics y también en sentidos levógiro y dextrógiro, solo que con tres canales de flujo en vez de dos. Por consiguiente, también los mecanismos de división de flujo y flujo radial son los medios por los cuales se efectúan el mezclado. Considerando la configuración "Staggered Elements" recomendada para flujo laminar fig. 2-28a, en cada canal se produce una rotación sobre el fluido que impone su torsión alrededor de un centro hidráulico fig. 2-29 y en la interfase se ve obligado a cambiar de sentido de rotación por el cambio del sentido de torsión del elemento adyacente.

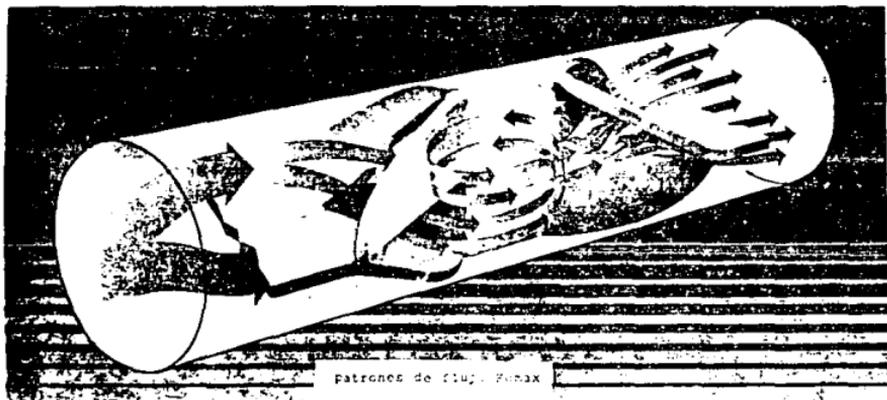
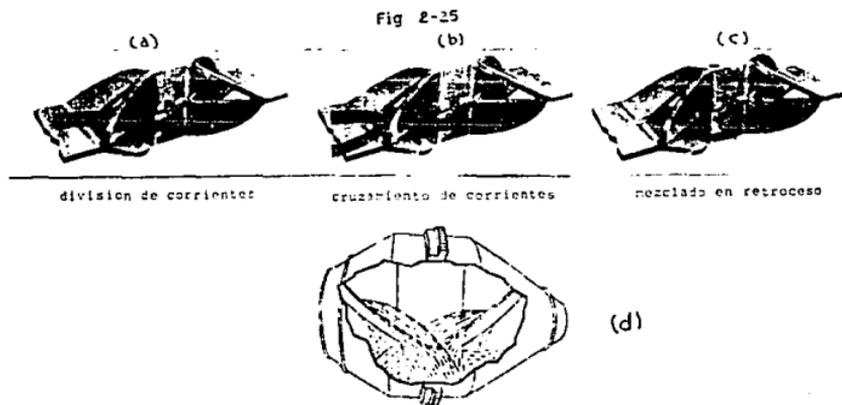


Fig 2-26



En la división de flujo debido a los tres canales se producen un mayor número de divisiones comparado con el Kenics por lo que la generación de estratificaciones es determinada por la siguiente relación exponencial:

$$N = 3 \times 2^{E-1} \quad (2.4)$$

N = Número de Estratificaciones

E = Número de Elementos Estáticos

De esta ecuación podemos comparar que para cuatro elementos el número de estratificaciones que genera el mezclador Kenics es de 16 y para el Lightnin 24. La fig. 2-28a también muestra los patrones de flujo que se generan en el plano longitudinal y en la 2-28b el mezclado entre dos resinas donde experimentalmente se comprueban los mecanismos descritos y la eficiencia para alcanzar la homogeneidad requerida. En la fig.- 2-27 se muestran los patrones de flujo que se obtienen en la configuración "Lightnin Dual Turbulent Unit", en el primer elemento el patrón es igual al anterior pero, en el segmento que alterna las aspas al final de éste, las corrientes son cortadas en diversos sentidos lo que provoca un flujo que tiende a la turbulencia.

Sulzer-Koch SMV.- como en todos los anteriores elementos estáticos descritos, también la división de flujo forma parte de los mecanismos de mezclado y el flujo radial, pero además, se hace presente un mecanismo semejante al cruzamiento de corrientes solo que este con un mayor número de "zonas" de contactos entre corrientes y al que los fabricantes han denominado "mezclado celular" (mixing cell).

Como se vio en la sección anterior, estos elementos se forman de varios platos corrugados con canales orientados perpendicularmente unos contra otros lo que origina corrientes en sentidos también perpendiculares pero que una fluye por "arriba" y la otra por "abajo" aparentando en una vista superior que se cruzan, sin embargo, este "cruce" consiste en el contacto superficial de las corrientes y es una zona donde se producen esfuerzos cortantes produciéndose inherentemente un "pequeño mezclado" como se muestra esquemáticamente en la fig. 2-30, la unión de todos ellos lo hacen un mecanismo valioso para este elemento estático.



Fig 2-27

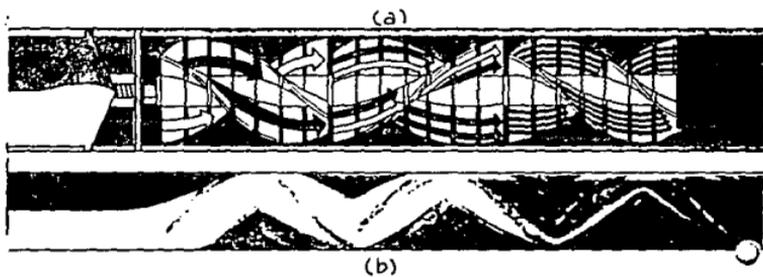


Fig 2-28

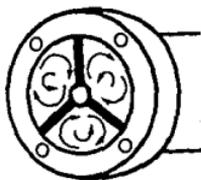


Fig 2-29

Flujo radial; A causa de la orientación de los canales el flujo es totalmente radial y los productos que entran por el centro son transportados a las paredes de la tubería y viceversa. La fig. 2-31 ilustra el flujo radial de un componente cuando atraviesa estos elementos.

División de flujo: Los platos corrugados acoplados uno sobre otro obligan a que el flujo al entrar sea inmediatamente dividido entre los espacios acanalados existentes. La fig. 2-32 ilustra las estratificaciones que se producen entre dos fluidos (blanco y negro) separados por una interfase central a la entrada del primer elemento, a la salida de este se han generado ocho estratos cuyas formas geométricas senoidales las adoptan de la forma de los canales y sus posiciones horizontales son debidas al flujo radial que dirige un elemento dividido al extremo de la pared para distribuir el fluido a lo ancho del diámetro.

Estas ocho "placas" alternas en composición entran al segundo elemento el cuál se roto 90 y vuelve a repetirse el proceso de división que se muestra a la salida del segundo elemento. Streiff (Ref. 61) reportó los principios de generación de las estratificaciones que se dan en estos elementos.

Considera como principia al flujo laminar de dos fluidos viscosos y un mezclador tipo SMV ideal el cual es capaz de generar en el primer elemento 10 estratos, en el segundo 50 y así sucesivamente de acuerdo al esquema mostrado en la fig. 2-33. De dicho esquema deduce que la ley exponencial que relaciona elementos y estratos es:

$$N = C (S + 1)^{n_{ME}} \quad (2.5)$$

C= Número de componentes

S= Número de platos corrugados

$n_{ME}$  = Número de elementos estáticos

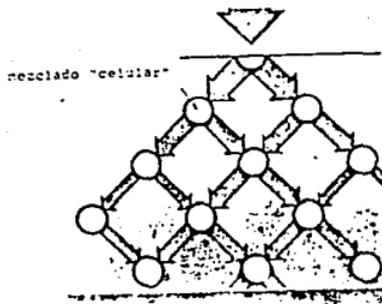


Fig 2-30

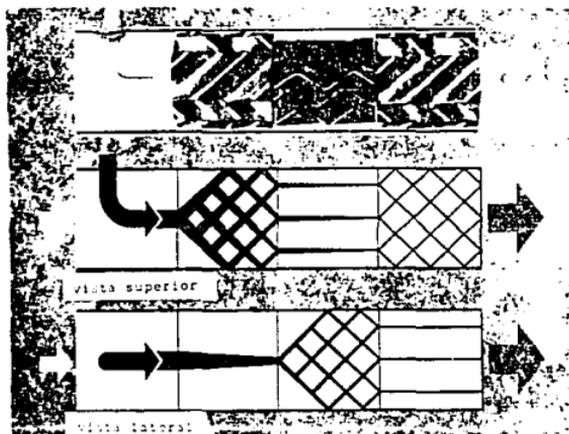


Fig 2-31



Fig 2-32

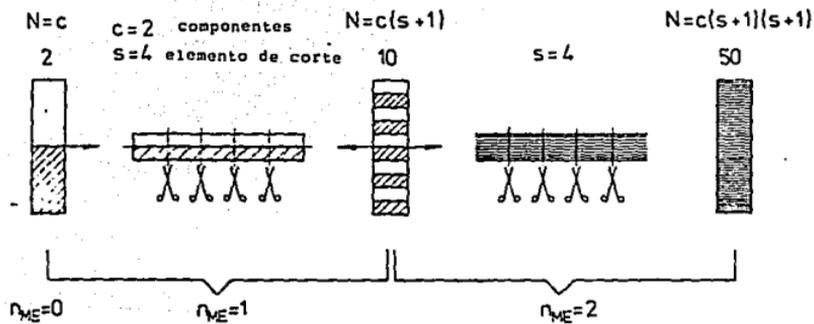


Fig 2-33

Basadas sobre similares condiciones, se correlacionaron el número de estratos generados en los elementos SMV de dos resinas epóxicas contra el número de elementos en el laboratorio, dichos datos arrojaron la siguiente expresión exponencial:

$$N = cam (bm)^{n-1} \quad (2.6)$$

para el tipo SMV;  $a = 1/2$  y  $b = 2$   $n \geq 1$

Entonces:

$$N = \frac{cm}{2} (2m)^{n-1} \quad (2.7)$$

$m$  = Número de platos corrugados

$n$  = Número de elementos

$C$  = Número de componentes

$N$  = Número de estratificaciones

Las constantes  $a$  y  $b$  dependen de la eficiencia y del pitch de los elementos. En un elemento típico, el número de platos es igual a ocho. Para este caso la ecuación 2.7 se reduce a:

$$N = 4c (16)^{n-1} \quad (2.8)$$

Para el tipo SMX reportó la siguiente expresión exponencial para el número de estratos:

$$N = \frac{1}{2} (2m)^n \quad (2.9)$$

Por último, considera que en un mezclador Sulzer-Koch real se pueden presentar recombinaciones de capas del mismo componente y formación de subdivisiones dentro del elemento lo cual puede resultar en una falta de mezclado total.

También que es difícil verificar tales leyes matemáticas para estratificaciones arriba de 100 ya que la distribución de ellos no es uniforme. Sin embargo, que la eficiencia basada en estas sencillas expresiones son suficientes para fines industriales.



State tube Tah

Fig 2-34



Kofio

Fig 2-35



Cleveland

Fig 2-36

## CAPITULO III

### APLICACIONES DEL MEZCLADO ESTÁTICO EN-LINEA EN ALGUNAS OPERACIONES UNITARIAS

#### 3.1. INTRODUCCIÓN.

De acuerdo con la clasificación de las finalidades del mezclado de la sección 1.3 existen tres clases; la primera, que es producir una composición uniforme, se tienen dentro de ésta las siguientes operaciones comunes en la industria, homogeneización o mezclado gas-gas, disolución líquido-líquido en los que estos son miscibles, mezclado sólido-sólido, dispersión gas-líquido, emulsión líquido-líquido, disolución sólido-líquido, dispersión sólido-líquido; y suspensión sólido-líquido; la segunda, para producir una reacción física o química, se contemplan dentro de esta, la transferencia de calor entre dos o más fases separados por una superficie y la reacción química entre dos o más productos; y la tercera, para efectuar un intercambio físico entre una interfase, engloba las siguientes operaciones, absorción gas-líquido, extracción líquido-líquido, cristalización sólido-líquido, adsorción gas-sólido y sublimación sólido-gas.

Como ya habíamos mencionado el mezclado es utilizado para proporcionar eficiencia a dichas operaciones y el método que es empleado en todas ellas es el mezclado mecánico, sin embargo, probablemente el segundo método capaz de ser útil en muchas de ellas es el mezclado estático. Desde hace 30 años se han venido haciendo estudios experimentales de varias de estas operaciones con los mezcladores estáticos y han sido publicados sus resultados. En este capítulo hacemos una recopilación de la mayor parte de los artículos publicados sobre la funcionalidad del mezclado estático con algunas de estas operaciones específicas.

### 3.2. MEZCLADO GAS-GAS.

Tasucher y Streiff (Ref. 65) representaron un estudio experimental sobre el mezclado de gases. Ellos consideraron que el flujo de gases es comúnmente turbulento en aplicaciones industriales pero no lo suficiente para alcanzar la homogeneización de temperatura o concentración en secciones cortas de tubería. una longitud de cerca de 100 diámetros se necesita para homogeneizar dos corrientes de gases teniendo una diferencia del 10 % de densidad relativa. Sin embargo, longitudes cortas son deseables en ductos de diámetros grandes debido al limitado espacio disponible en las plantas. Su trabajo lo realizaron empleando un mezclador estático en-línea Sulzer-Koch tipo SMV. La hicieron en dos partes, la primera trató sobre la homogeneización térmica de aire a 20°C con gases de chimenea a 500°C y 1000°C y la segunda sobre la homogeneización de pequeños porcentajes de dióxido de carbono en aire a temperatura ambiente. Se emplearon varias cantidades de elementos estáticos tipo SMV compuestos de 5 y 9 platos corrugados por elementos fabricados en acero resistente al calor: La longitud de los elementos fue de 0.5 diámetros.

Presentaron sus resultados por medio de varias gráficas, la fig. 3.1. muestra los perfiles de temperatura para el sistema aire-gases de chimenea medidos a 3.4 diámetros corriente abajo del punto de alimentación utilizándose tres elementos con nueve platos. Se comparan los perfiles entre un tubo sin elementos y otro con ellos, así también, la diferencia entre una posición horizontal y una vertical. En la fig. 3.2., se muestran los perfiles de concentración para el sistema CO<sub>2</sub> -Aire la acumulación de CO<sub>2</sub> en el fondo del tubo sin elementos es semejante con la formación de una capa relativamente estable. La fig. 3.3 muestra para varias condiciones de temperatura y concentración la desviación estándar relativa a la salida del mezclador como una función de la longitud del tubo relativa o del número de elementos. La desviación estándar relativa  $Sw/So$  es una expresión para medir el grado de mezclado u homogeneidad de la mezcla gaseosa y también es usada en líquidos y sólidos como se vio en el capítulo 1.

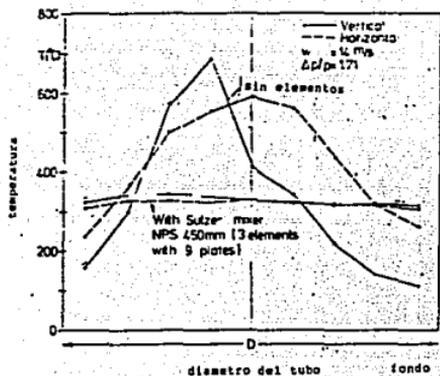


Fig 3-1

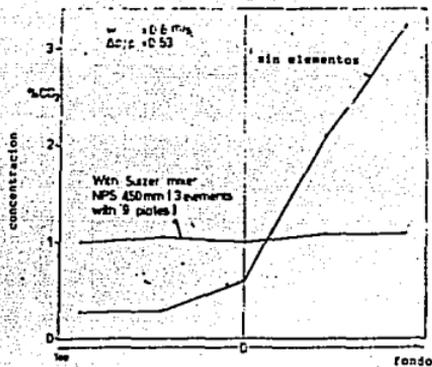


Fig 3-2

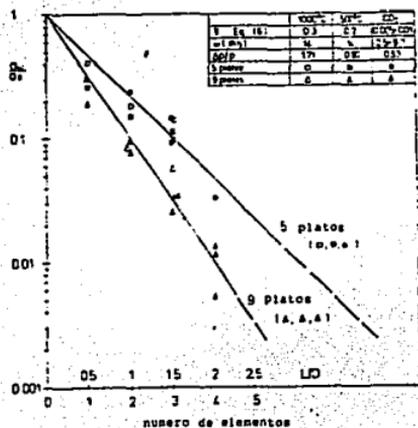


Fig 3-3

Las ecuaciones para el grado de mezclado se encuentran en el capítulo IV en la sección para mezcladores Sulzer-Koch. De esta gráfica podemos observar que los elementos con más platos requieren menos para alcanzar el mismo grado de mezclado, lo que obviamente era de esperarse, y que los valores límite del grado de mezclado en gases se encuentran entre 0.01 y 0.001, como ya se había mencionado el mezclado perfecto es aquel que tiene un valor de cero. La fig. 3.4 relaciona el índice o grado de mezclado que se da después de la salida o corriente abajo de los elementos estáticos como una función de la longitud relativa del tubo. Esto ocurre debido al flujo giratorio con alta turbulencia de subcorrientes individuales que salen de los canales y el efecto es mucho más pronunciado para elementos con cinco platos. El efecto dura de dos a tres diámetros para nueve y cinco platos, después de esta longitud el mezclado toma lugar como en el tubo sin elementos. Por último, realizaron pruebas para comparar la eficiencia de los elementos Sulzer-koch con otros mecanismos estáticos tales como, los elementos kenics, un orificio y una tubería sin elementos. La comparación la resumieron en la gráfica 3.5 la cual relaciona la caída de presión adimensional  $\Delta P / (\rho W^2/2)$  contra la longitud de mezclado adimensional  $L_p/D$ . La longitud de mezclado es la longitud requerida para alcanzar una homogeneidad de  $S/x \leq 0,01$ , criterio considerado como "perfecto mezclado". todos los datos graficados corresponden al mezclado de dos componentes con iguales velocidades.

De ellos concluyeron que unidades con nueve platos se recomienda usar si se dispone de poco espacio y que los arreglos donde se separan los elementos por una determinada distancia teniendo cinco platos es una buena alternativa para minimizar la caída de presión.

Nomenclatura:

D	=	Diámetro del tubo
T	=	Temperatura
Sw	=	Desviación estándar a la salida de los elementos
So	=	Desviación estándar a la entrada de los elementos
L	=	Longitud del tubo
$\Delta P$	=	Caída de presión
$\rho$	=	Densidad
W	=	Velocidad lineal
$S_h$	=	Desviación estándar
$L$	=	Longitud de mezclado

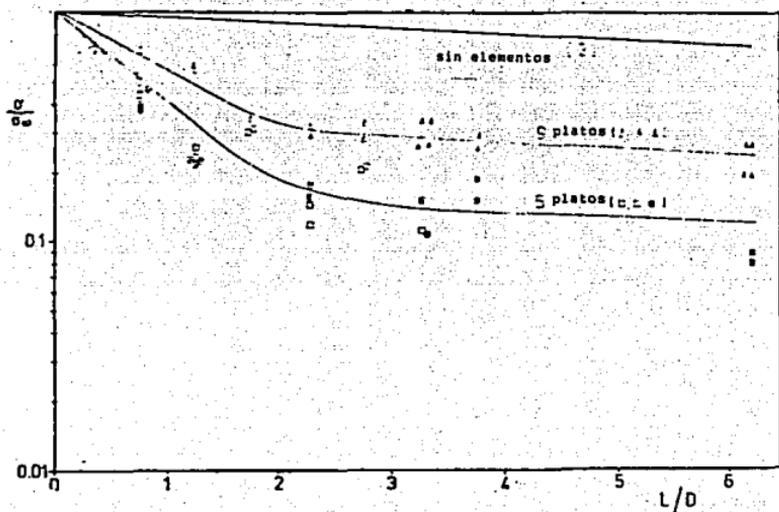


Fig 3-4

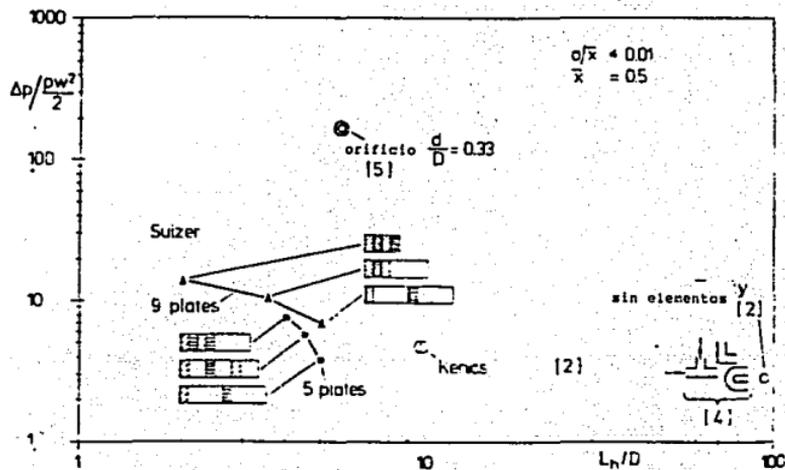


Fig 3-5

### 3.3 DISOLUCIÓN O MEZCLADO LÍQUIDO-LÍQUIDO

Esta operación consiste cuando los líquidos son todos miscibles entre sí. Powell (Ref. 49) llevó a cabo estudios experimentales realizados en plantas piloto y en operaciones de proceso en plantas industriales con líquidos de alta y baja viscosidad empleando un mezclador con elementos Kenics. Inicia proponiendo que para cualquier proceso en-línea un gran número de variables afectan al sistema las cuales las clasifica en tres categorías: Primero; las propiedades fisicoquímicas de los líquidos, tales como, la viscosidad y la densidad, segundo, las variables que describen la interacción de los líquidos, tensión superficial y solubilidad, y tercero, las variables del sistema, entre las que están, gradiente de velocidad, fracción volumétrica, geometría y el método de introducir un fluido en el otro. Esto lo resumió por medio de la siguiente expresión para dos líquidos miscibles:

$$M = f\left(\frac{\mu_1 \rho_1}{\mu^2 \rho^2}, \sigma, \text{solubilidad}, \gamma, \phi, n, \frac{L}{D}, \text{método de inyección}, \text{etc.}\right) \quad (3.3.1)$$

Consideró fluidos aproximadamente de la misma densidad, miscibles o solubles uno con otro y que el mezclador Kenics usado es el mismo con una relación  $L/D$  constante, así como la técnica de inyección fue siempre la misma. Entonces la ecuación 3.3.1 se reduce a:

$$M = f\left(\frac{\mu_1}{\mu_2}, \gamma, \phi, n\right) \quad (3.3.2)$$

Sus estudios tienen alcance solo para relaciones de viscosidad mayor a  $10^4$  o menos de  $10^{-3}$  y bajos valores de relación volumétrica. Sus resultados los clasificaron en dos partes que a continuación presentamos:

## Mezclado de líquidos de baja viscosidad en líquidos de alta.

La fig. 3.6. corresponde a la adición de aceite mineral en polietileno fundido. Según Powell, estos datos fueron proporcionados por Middleman y relacionan la relación de viscosidad contra el porcentaje de volumen para un estrecho rango de gradientes de velocidad empleando 20 elementos Kenics. Dicha curva informa el máximo % de volumen con el cual podría ser bien homogeneizado usando 20 elementos a una determinada relación de viscosidad entre los líquidos.

El grado de mezclado fue determinado visualmente por lo que su determinación fue cualitativa. por arriba de la relación de viscosidad de 10 no hubo un buen mezclado debido a que el aceite mineral alcanzó su límite de solubilidad a altas relaciones de viscosidad. En la fig. 3.7 se muestra el % de aceite mineral mezclado con poliestireno como una función del número de elementos. Las relaciones de viscosidad para este sistema fueron altas sobre todo por que a la temperatura utilizada la viscosidad del aceite mineral fue de solo 2/3 de un centipoises. El gradiente de velocidad fue pequeño del orden de 3 a 13  $\text{seg.}^{-1}$ , debido a las limitaciones del equipo. Sin embargo, este rango es común en las aplicaciones comerciales.

De la gráfica se observa que el porcentaje de aceite mineral que es bien mezclado es una función fuerte del número de elementos empleados. para el sistema aceite-mineral-poliestireno se requiere un poco más del doble de elementos para conseguir la misma homogeneidad para una misma composición. En la fig. 3.8 se muestran datos para el sistema de polietileno con 20 elementos y también varios datos de condiciones industriales. Los puntos de equipos industriales tuvieron de 20 a 24 elementos de mezclado y no son sistemas optimizados, ya que muchas veces las unidades industriales operan sobre amplios rangos de flujo y concentración. los puntos 3, 5, 9 y 16 fueron obtenidos en un sistema con un rango de gradientes de velocidad de 20 a 50  $\text{seg.}^{-1}$ . Los demás puntos fueron para un valor de 10-1. La composición de estos puntos incluye aditivo-nylon, colorante-nylon, resina-extendedor-poliestireno, antioxidante-poliestireno y ácido cítrico-grenetina.

Fig 3-6

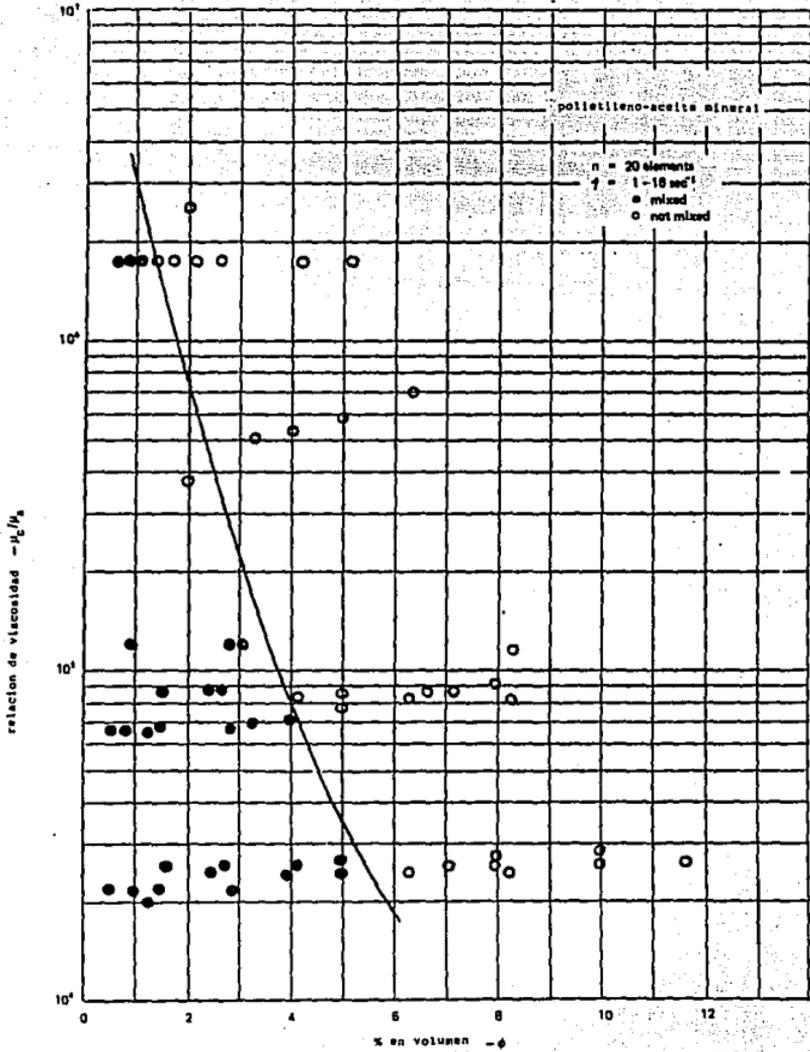


Fig 3-7

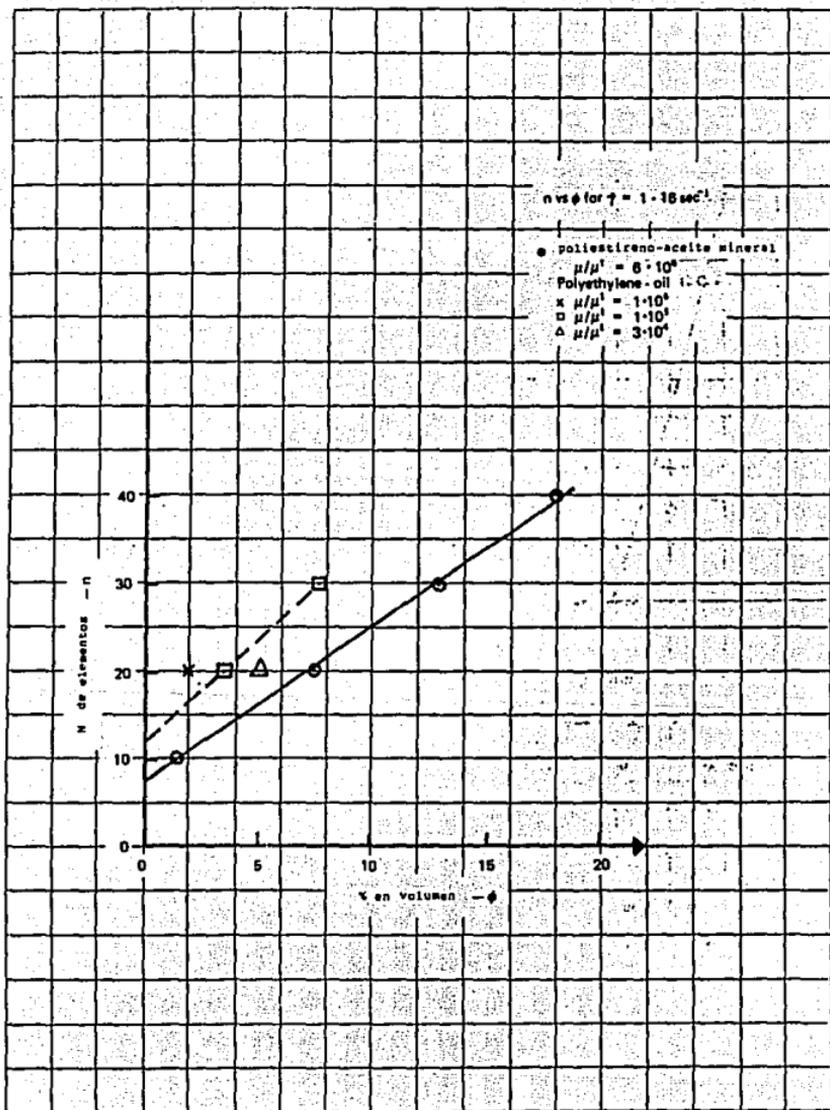


Fig 3-8

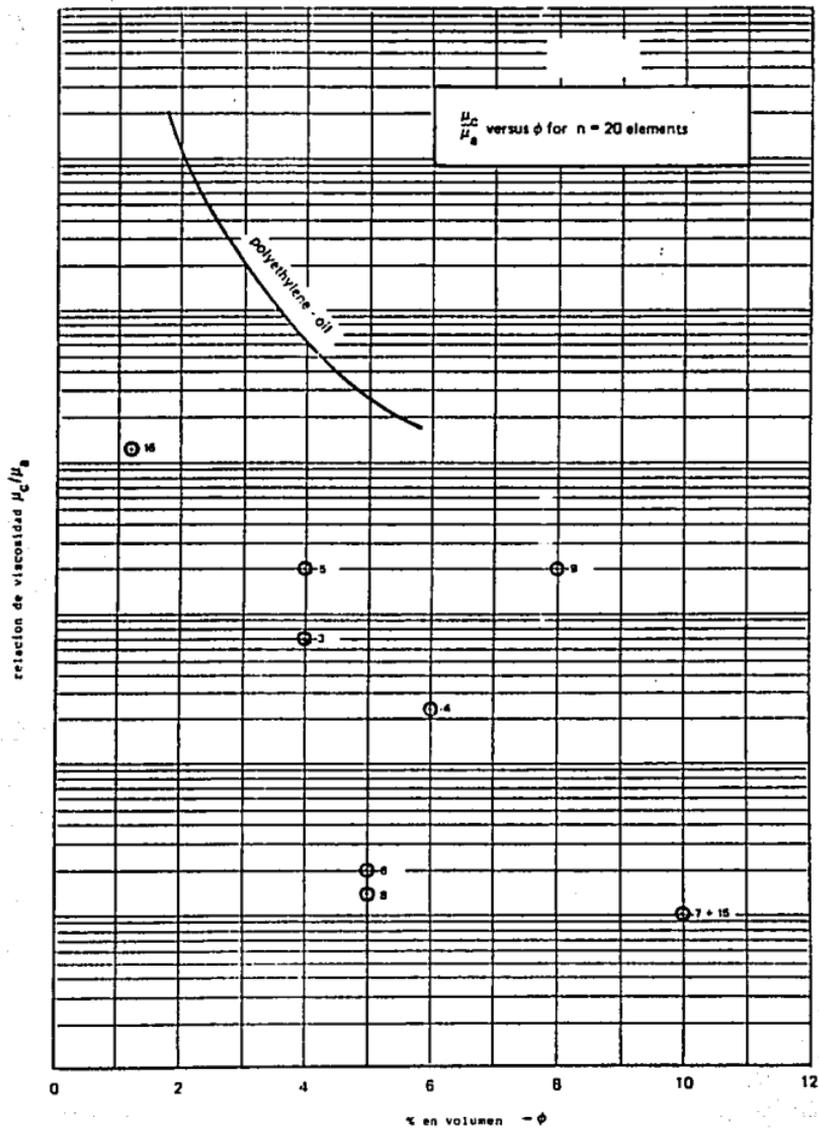
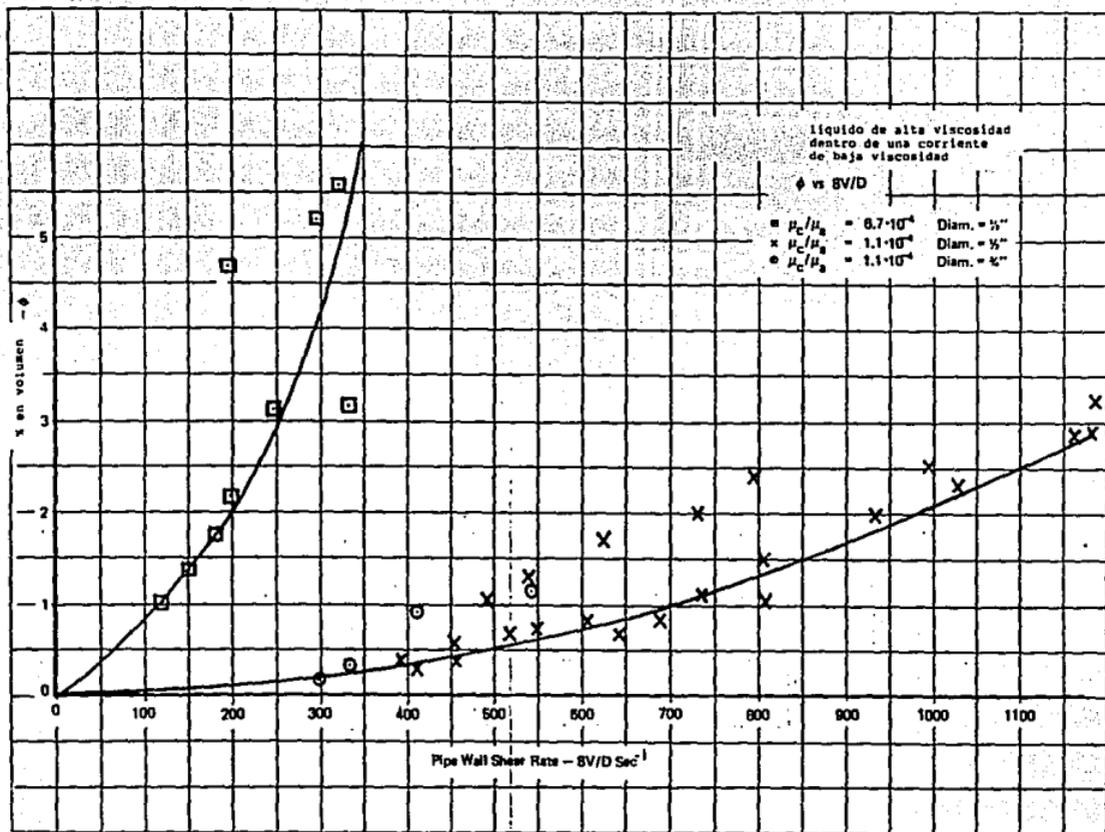


Fig 3-9



## Mezclado de líquidos de alta viscosidad en líquidos de baja.

Esta operación es la inversa a la anteriormente vista y consiste en la adición de pequeñas cantidades de un líquido de alta viscosidad en un líquido de baja viscosidad. Aplicaciones prácticas incluyen, la adición de floculantes y polielectrolitos a aguas residuales y la adición de un polímero a agua para la recuperación secundaria de petróleo, entre otras.

Los experimentos arrojaron que fue necesario exceder los gradientes de uno crítico para lograr el mezclado del aditivo de alta viscosidad. ya que cuando fue usado un gradiente por abajo del crítico a líquido de alta viscosidad salió por en centro del mezclado casi sin mezclarse. Cuando se sobrepasó el gradiente el mezclado ocurrió rápidamente. Se encontró también que la longitud del mezclador depende levemente de la relación de viscosidad, por lo que, la longitud empleada para sus estudios fue de 12 a 18 elementos. El gradiente es la variable principal y no el número de Reynolds. La fig 3.9 muestra datos obtenidos de dos distintos aditivos líquidos de alta viscosidad graficados como el porciento agregado contra el gradiente necesario para lograr el mezclado. Los puntos fueron obtenidos visualmente para determinar el grado de mezclado y flujo empleado.

Sus conclusiones fueron; que para el mezclado de baja en alta viscosidad el mezclado depende fuertemente de la longitud del mezclador o del número de elementos, y para el mezclado de alta en baja viscosidad el mezclado depende del gradiente de velocidad por lo que la diferencia de flujo debe ser lo más grande posible. La dependencia de la longitud es pequeña solo para un mínimo de 12 elementos. y por último sugiere que debe hacerse más investigaciones sobre el efecto en el mezclado de los parámetros de solubilidad y tensión interfacial.

### Nomenclatura:

$\mu$	=	Viscosidad
$\rho$	=	Densidad
$\gamma$	=	Gradiente de velocidad
$\phi$	=	% de volumen
$n$	=	Número de elementos
$L$	=	Longitud del elemento
$D$	=	Diámetro del tubo
$\sigma$	=	Tensión interfacial

### 3.4 EMULSIFICACION O DISPERSION LIQUIDO-LIQUIDO.

Esta operación se caracteriza por que los líquidos que intervienen son todos inmiscibles entre sí. Al fenómeno opuesto, en la cual la tendencia de dichas fases a separarse se le conoce como coalescencia.

Taweel y Walker (Ref. 78) publicaron un artículo sobre la dispersión líquido-líquido en un mezclado estático en-línea. Ellos aseguran que esta operación ha sido extensamente investigada empleando los mezcladores mecánicos (agitated tanks systems) y citan a los principales autores que han presentado una revisión general sobre dicho tema entre quienes están; Coulaloglou y Tavlarides, 1976; Verhoff, 1977; y Mersmann y Grossman, 1980. Solo hasta hace relativamente poco tiempo estos estudios se han hecho extensivos a otros equipos de mezclado, como es este caso. mencionan que la mayor parte de los estudios de dispersión líquido-líquido se han relacionado con los efectos del tamaño de burbuja o partícula de la fase dispersa, del área interfacial y de los requerimientos de potencia.

Tomaron como base las siguientes consideraciones, que la dispersión de un líquido en otro está formado por pequeñas gotas de uno en la fase del otro. Y que la teoría de Kolmogorov sobre la turbulencia isotrópica dedujo la siguiente expresión para determinar el tamaño de partícula máxima de la fase dispersa:

$$d_{\max} = \frac{C \sigma^{0.6}}{\rho^{0.6} \epsilon^{0.4}} \quad (3.4.1)$$

Esta expresión es válida solo si el tamaño de burbuja es mayor que la escala de Kolmogorov de la turbulencia. Si la ecuación 3.4.1 es utilizada para calcular el diámetro de Sauter entonces se puede expresar como:

$$d_{32} = \frac{K \sigma^{0.6}}{\rho^{0.6} \epsilon^{0.4}} \quad (3.4.2)$$

El trabajo experimental se centro en estudiar el efecto del diseño y de los parámetros de operación sobre el consumo de potencia y la calidad de la dispersión en el mezclado estático en-línea Lightnin. Con las cuales pueden determinarse las condiciones para el óptimo uso de la eficiencia de la energía. Se emplearon elementos de acero inoxidable de los tipos N-22, N24 y N-36.

Así también, se emplearon las dos configuraciones recomendadas por el fabricante, "Lightnin Dual Turbulent Unit" y la "Staggered Elements". Los líquidos fueron agua y keroseno en una relación volumétrica de 1.99 Keroseno/agua. Se compararon los datos experimentales con los predichos por la expresión de tamaño máximo de burbuja de la fase dispersa por la teoría de Kolmogoroff y los datos de la eficiencia de la utilización de la energía con los que predice la comparación de la energía libre de la superficie generada contra la energía mecánica consumida, por medio de la siguiente relación:

$$\eta = \frac{6 \phi \sigma}{\rho c \epsilon} \left( \frac{1}{d_{32}} - \frac{1}{d_{320}} \right) \times 100\% \quad (3.4.3)$$

Sus resultados para mejor comprensión los ilustraron gráficamente. la fig. 3.10 muestra la relación entre la velocidad de flujo y la disipación de la energía para la configuración "Staggered". Las coordenadas tienen la energía disipada por kilogramo contra la velocidad de energía disipada por kilogramos y el tiempo de residencia que es proporcional al número de elementos.  $\epsilon$  es una medida de la intensidad de la turbulencia en cualquier punto dentro del mezclador.

De estos datos se puede encontrar que la adición de elementos estáticos no altera sustancialmente la intensidad de la turbulencia para una determinada velocidad. En la fig. 3.11 se presenta el factor de fricción en función del número de Reynolds para las dos configuraciones. En ellas se observa la poca dependencia del  $N_{Re}$  con el factor de fricción, y sin embargo, las distintas alturas para cada configuración denota la mayor dependencia del factor de fricción con el diseño.

La fig. 3.12 muestra la relación entre el diámetro promedio de burbuja con la velocidad de disipación de energía. Para un valor dado de  $\epsilon$  el diámetro de burbuja decrece con el incremento del número de elementos. También comprueba la dependencia logarítmica de  $d_{32}$  sobre  $\epsilon$  predicha por la teoría de Kolmogoroff ecuación 3.4.2.

Aunque esta teoría predice un exponente de  $\sim 0.4$  mientras los experimentales arrojaron un valor de  $\sim 0.6$  para ambas configuraciones. Esta discrepancia es debida a la condición inicial asumida para desarrollar dicha teoría, estructura turbulenta isotrópica y que el sistema no alcanza a cumplir totalmente. La fig. 3-13 revela el equilibrio dinámico que se alcanza cuando la velocidad de dispersión es igual a la de coalescencia generando un tamaño de burbuja promedio.

De ella podemos observar que la velocidad de desintegración de las burbujas grandes en pequeñas decrece al principio rápidamente hasta un límite por más tiempo de residencia que se da a la dispersión; y sin embargo, la velocidad del flujo es importante para producir menores burbujas ya que induce valores mayores de  $\epsilon$  resultando en una desintegración rápida y menores tiempos de residencia para alcanzar el equilibrio. La fig. 3-14 relaciona la energía consumida en el proceso de dispersión  $\epsilon$  con el área interfacial generada.

El incremento del número de elementos a una determinada velocidad incrementa el área interfacial, pero la eficiencia decrece. La mayor eficiencia de dispersión, con una alta velocidad y pocos elementos de mezclado, se le atribuyeron a rápida velocidad de ruptura cuando el tamaño promedio de burbuja es mucho mayor al del equilibrio, después de éste la velocidad de producción de área interfacial y la eficiencia tienden a cero.

Por último, la fig. 3-15 muestra la eficiencia predicha por la ecuación 3.4.3 en función del número de elementos estáticos con los experimentales. La ecuación 3.4.3 está dibujada con líneas continuas y los datos experimentales por puntos. Para una particular velocidad, la eficiencia decrece rápidamente para aproximarse a un equilibrio. La discrepancia para cuatro elementos es debida a una excesiva caída de presión en el primero y no es eficientemente utilizada en el proceso de dispersión debido al arrastre.

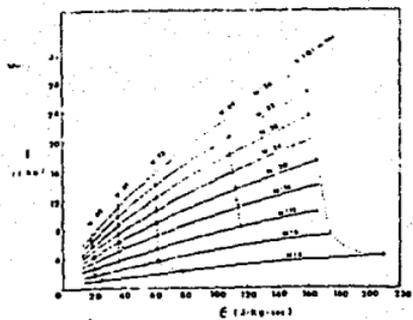


Fig 3-10

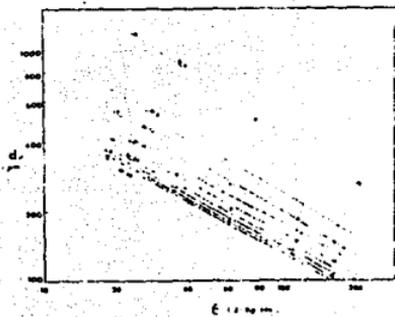


Fig 3-12

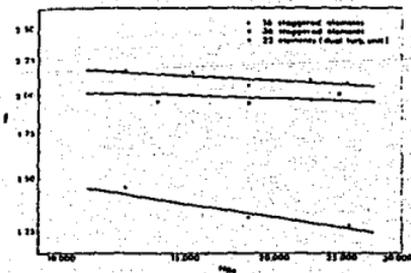


Fig 3-11

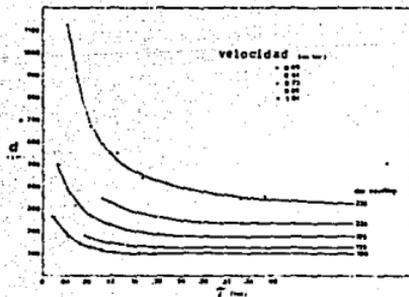


Fig 3-13

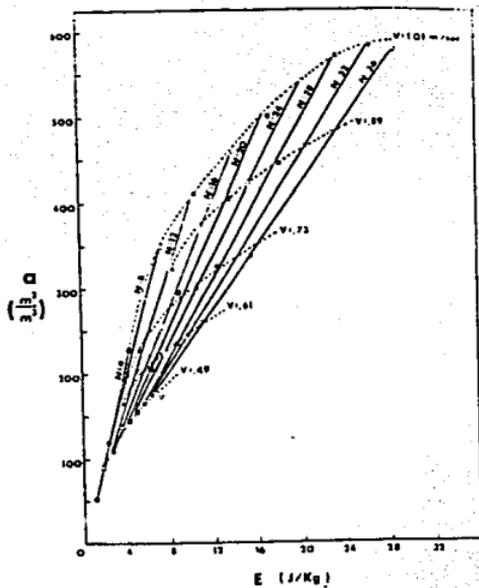


Fig 3-14

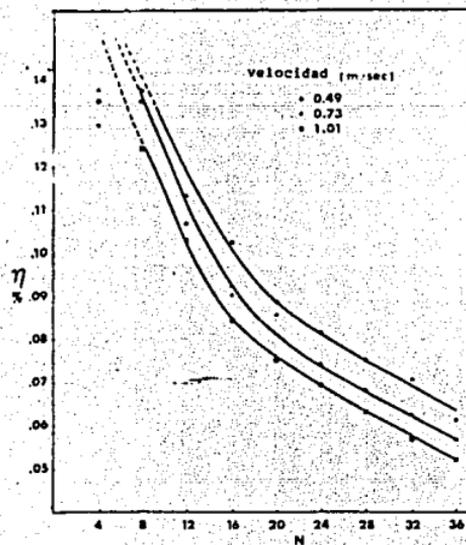


Fig 3-15

### Nomenclatura:

<b>c</b>	=	Constante de proporcionalidad
<b>d<sub>max</sub></b>	=	Diámetro máximo de burbuja ( $\mu\text{m}$ )
<b>d<sub>32</sub></b>	=	Diámetro medio de burbuja de Sauter ( $\mu\text{m}$ )
<b>d<sub>320</sub></b>	=	Diámetro medio de burbuja de Sauter corriente abajo del mezclador ( $\mu\text{m}$ )
<b>D</b>	=	Diámetro del tubo ( m )
<b>Dh</b>	=	Diámetro hidráulico de los canales de los elementos estáticos ( m )
<b><math>\epsilon</math></b>	=	Energía disipada por unidad de masa de fluido ( J/Kg )
<b>f</b>	=	Factor de fricción
<b>L</b>	=	Longitud del mezclador ( m )
<b>N</b>	=	Número de elementos de mezclado
<b><math>\Delta P</math></b>	=	Caída de presión ( K Pa )
<b>Q</b>	=	Flujo volumétrico ( m <sup>3</sup> /seg )
<b>V</b>	=	Velocidad ( m/seg )

Middleman (Ref. 36) presentó otro estudio sobre la dispersión líquido-líquido en un mezclador estático Kenics. El objeto de su trabajo fue determinar el efecto de los parámetros de diseño (pitch y número de elementos de mezclado) y de las variables fisicoquímicas de los fluidos (viscosidad y fracción volumétrica de la fase dispersa) sobre el tamaño promedio de burbuja y la distribución de tamaño de burbujas correlacionando los datos experimentales con algunos aspectos de la teoría de Kolmogorov.

Para el trabajo experimental se emplearon unidades con 3, 6 y 21 elementos estáticos Kenics con 180° de torsión de sus hélices. El cuerpo del mezclador fue de vidrio pyrex y los líquidos seleccionados fueron sustancias orgánicas; Anisol, Benceno, Alcohol bencílico, Ciclohexano, Ácido oleico y Tolueno; cuyas viscosidades están en el rango de 0.6 a 26 cP y sus tensiones interfaciales de 5 a 46 dinas/cm. Como fase continua se empleo agua.

Utilizando la definición del diámetro de Sauter, diámetro promedio de burbuja de una función de distribución de diámetros y la teoría de Kolmogorov desarrolló la siguiente ecuación para predecir el diámetro promedio de burbuja de Sauter:

$$D_{32} / D_o = C N_{We}^{-3/5} f^{-2/5} \quad (3.4.4)$$

Donde  $N_{We}$  es el número de Weber definido como:

$$N_{We} = \rho V^2 D_o / \sigma \quad (3.4.5)$$

Y  $f$  el factor de fricción definido como:

$$f = D_o \Delta P / 2 \rho V^2 L \quad (3.4.6)$$

El número de Reynolds es una función del factor de fricción para cuando  $Re > 3000$ , por lo que una aproximación razonable puede expresarse como:

$$f \sim N_{Re}^{-1/4} \quad (3.4.7)$$

Y sustituyendo en la ecuación 3.4.4, tenemos:

$$D_{32} / D_o = C N_{We}^{-3/5} N_{Re}^{1/10} \quad (3.4.8)$$

Esta ecuación fue empleada para correlacionar sus datos experimentales. Sus resultados fueron presentados gráficamente. La fig. 3-16 muestra los datos experimentales para el sistema benceno-agua en dos distintos diámetros del mezclador. La gráfica relaciona el número de Weber con la relación  $D_{32} / D_o$  y la influencia del número de Reynolds no es considerada debido a su pequeña magnitud como predice la ecuación 3.4.8

Por otro lado, fueron tomados datos bajo las mismas condiciones pero sin elementos y aparecen en la línea recta superior que indica mayores burbujas generadas. La fig. 3-17 muestra los datos obtenidos en mezcladores de 1 y 1/2 in de diámetro y 21 elementos estáticos con los seis líquidos mencionados.

La intención de esta gráfica es observar el efecto de la viscosidad de la fase dispersa sobre el tamaño de burbuja. Los líquidos de viscosidad semejante a la de la fase continua (agua) tienden a agruparse sobre una línea, mientras que los de viscosidad "alta" tienden a separarse mucho mayor con valores altos de número de Weber.

Esto es de esperarse ya que a mayor viscosidad se requiere más energía para romper las burbujas en otras más finas. Los resultados de la fig. 3-18 muestran el efecto de la fracción volumétrica sobre el tamaño de burbuja para el sistema benceno-agua en un mezclador de 1/2 in de diámetro. Las diferentes líneas fueron generadas variando el número de Reynolds. Para bajos números de Reynolds ( $N < 2250$ ) y Weber ( $N < 12$ ) el efecto coalescente es mayor.

El incremento del tamaño de burbuja con el incremento de la concentración de la fase dispersa indica que la desintegración domina el proceso. La influencia del número de elementos estáticos sobre el tamaño de burbuja generado se presenta en las figuras 3-19 y 3-20 para el sistema agua-benceno y 1 in de diámetro del mezclador. En la primera se deduce que se obtienen menores burbujas empleando más elementos estáticos con altos valores de número de Weber y en la segunda para un  $N_{We}$  constante, existe un número determinado de elementos después de los cuales no se produce menores burbujas.

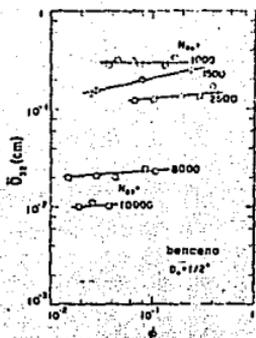


Fig 3-18

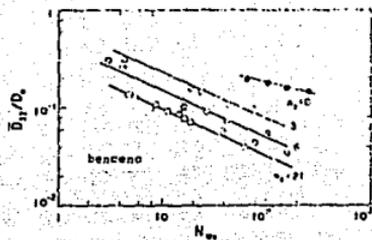
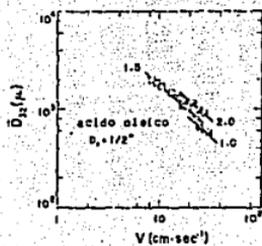


Fig 3-19

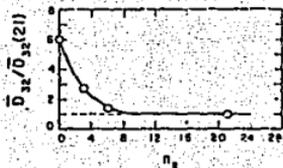


Fig 3-20

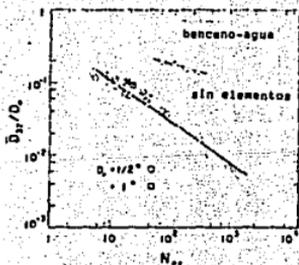


Fig 3-16

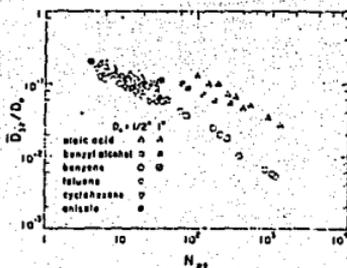


Fig 3-17

Middleman concluye que las pocas diferencias entre la teoría de Kolmogorov y los resultados experimentales se debe a que ésta se desarrolló considerando que el flujo debe ser homogéneo y se refiere a la falta de presencia de obstáculos como es el caso de los elementos estáticos. Sin embargo, los resultados son consistentes para fines prácticos y que dicha teoría provee una sencilla herramienta para obtener una expresión con la cual se pueda cuantificar las relaciones entre los diversos parámetros que afectan al sistema de mezclado.

**Nomenclatura:**

A	=	Área de flujo
$A_v$	=	Área por unidad de volumen ( cm )
D	=	Diámetro de una burbuja ( cm )
$D_o$	=	Diámetro del tubo ( cm )
$D_{32}$	=	Diámetro medio Sauter ( cm )
$E(k)$	=	Función de energía ( cm /seg )
f	=	Factor de fricción
$F_v(D)$	=	Función de distribución acumulativa ( cm )
K	=	Número de onda ( cm )
$L_e$	=	Longitud de elemento estático ( cm )
$N_{Re}$	=	Número de Reynolds
$N_{We}$	=	Número de Weber
$n_e$	=	Número de elementos
$\Delta P/L$	=	Caída de presión por longitud de tubería ( /cm )
Q	=	Flujo volumétrico ( cm /seg )
$\epsilon$	=	Energía turbulenta por unidad de masa ( cm /seg )
$\epsilon$	=	Velocidad de disipación de energía local por unidad de masa ( cm /seg )
n	=	Escala microscópica de disipación ( cm )
$\mu(\mu)$	=	Viscosidad de la fase (dispersada) continua
$\nu$	=	Viscosidad cinemática de la fase continua
$\rho$	=	Densidad de la fase continua (gr/cm )
$\sigma$	=	Tensión interfacial (gr/cm )
$\phi$	=	Fracción volumétrica de la fase dispersada.

### 3.5 DISPERSIÓN GAS-LÍQUIDO.

Esta operación se identifica por que el gas se distribuye en forma de pequeñas burbujas dentro del seno del líquido, el agua conteniendo pequeñas burbujas de aire es el ejemplo más común que podemos encontrar.

Chen y Libby (11) presentaron un estudio experimental sobre la dispersión gas líquido y líquido-líquido utilizando el mezclador estático en línea Kenics. Consideraron los principios de semejanza y análisis dimensional para desarrollar una correlación entre el diámetro de burbuja producido por el mezclador y las principales variables y parámetros que la afectan, así como, la distribución de tamaño de burbujas que se genera. Las dispersiones de estudio fueron aire-agua y aceite-mineral-agua y los diámetros de los mezcladores fueron de 1, 1.5 y 6 in, para el sistema de gas líquido y 1 in para el líquido-líquido. Emplearon una técnica fotográfica para la medición del diámetro de las burbujas y la longitud de los elementos estáticos fue de 1.5 diámetros.

Consideraron teóricamente que hay tres fuerzas conocidas que determinan la formación de las burbujas de un fluido en el otro. Dichas fuerzas son: las fuerzas de inercia, las fuerzas viscosas y la tensión interfacial. Para fluidos de baja viscosidad, las fuerzas viscosas pueden ser despreciadas.

Proponen que el tamaño promedio de burbuja que genera un mezclador estático es una función de las propiedades del fluido, de los parámetros del proceso o condiciones de operación y de los parámetros del equipo, por lo que matemáticamente puede expresarse como:

$$D = f(\mu_C, \mu_p, \rho_C, \rho_D, \sigma, V, \phi, L_e, n) \quad (3.5.1)$$

De acuerdo a los resultados de Middleman quienes encontraron que para un  $pich (L_p/D)$  fijo, el tamaño promedio de burbuja no es función de la densidad de la fase dispersada y de la fracción volumétrica a altos números de Reynolds y que para 8 elementos se alcanza el mínimo tamaño de burbuja a un flujo determinado, entonces, la ecuación 3.5.1 puede reducirse a:

$$D_{32} = f(\mu_C \mu_D, \rho_C, \rho_D, \sigma, V, D) \quad (3.5.2)$$

Usando la técnica del análisis dimensional, el número de variables las redujeron a:

$$D/D = f\left(\frac{\mu_D}{\mu_C}, \frac{DV^2\rho_C}{\sigma}, \frac{DV\rho_C}{\mu_C}\right) \quad (3.5.3)$$

Donde el segundo grupo adimensional es el  $N_{We}$  (número de Weber) y el tercero el número de Reynolds. Y considerando que para una dispersión un gas líquido la relación de sus viscosidades es constante, la ecuación 3.5.3 se reduce a:

$$D/D = f\left(\frac{DV^2\rho_C}{\sigma}, \frac{DV\rho_C}{\mu_C}\right) \quad (3.5.4)$$

Sus resultados se presentan en las gráficas siguientes. En la Fig. 3-21 y 3-22 se muestran las distribuciones de tamaño de burbujas para el sistema aire-agua en un mezclador de 1.5 in y 6 in de diámetro respectivamente. Las condiciones de operación fueron; flujo de aire de 2 ft<sup>3</sup>/hr. y flujo de agua de 30 gal/min. para 1.5 in, y 200 ft<sup>3</sup>/hr. y 400 gal/min. para 6 in. De la comparación de ellas se deduce que una mayor velocidad produce una distribución de burbujas más finas, así como la varianza o dispersión de ellas se reduce para dar una dispersión más "homogénea" en el tamaño de las burbujas.

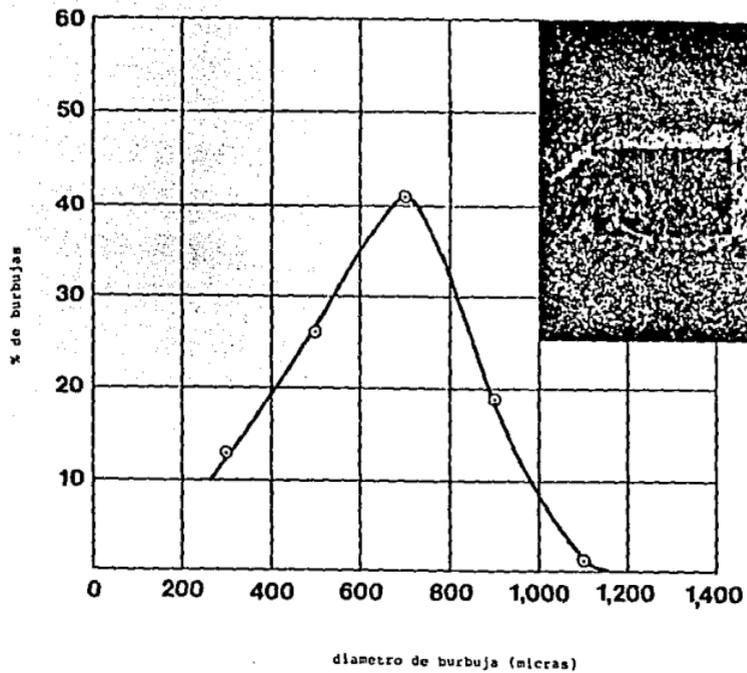


Fig 3-21

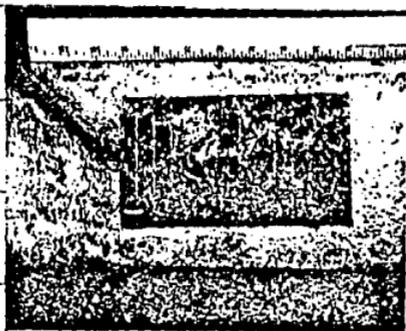
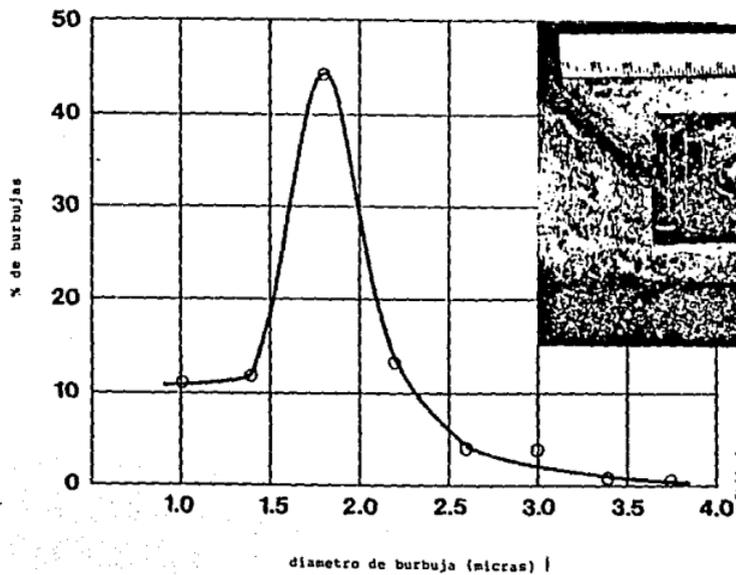


Fig 3-22

La fig. 3.23 muestra la distribución de tamaño de burbujas para el sistema de aceite mineral agua en un mezclador de 1 in. de diámetro, el flujo de aceite mineral fue de 0.5 gal/min. y del agua de 5.5 gal/min. La fig. 3-24 ilustran los resultados experimentales obtenidos para el sistema aire-agua en comparación con la correlación que se obtuvo de ellos de acuerdo con la proposición de la ecuación 3.5.4 y que dio la siguiente ecuación:

$$\bar{D} / D = 0.39 We^{-0.43} \quad (3.5.5)$$

Como el  $N_{Re}$  en el rango de estudio fue menor en su exponente a 1/10 fue eliminado por representar poca influencia. Por último en la fig. 3-25 se muestra los datos experimentales contra la correlación de ellos y que arrojó la siguiente ecuación:

$$\bar{D} / D = 1.14 We^{0.75} \left( \frac{\mu_c}{\mu_d} \right)^{0.18} \quad (3.5.6)$$

Para el sistema de aceite mineral-agua, como se ve en la gráfica, el diámetro promedio de burbuja es una función del número de Weber y de la relación de viscosidades como predice la ecuación 3.5.3 para observar esta influencia también se estudio el sistema Keroseno-agua. Para los sistemas líquido-líquido la relación de viscosidades de las fases influye sobre el diámetro de burbuja.

Nomenclatura:

$\bar{D}$	=	Diámetro medio de burbuja
$\mu_c, \mu_d$	=	Viscosidades de fases continua y dispersada
$\rho_c, \rho_d$	=	Densidades de fases continua y dispersada
$\sigma$	=	Tensión interfacial
$V$	=	Velocidad
$\phi$	=	Fracción volumétrica de fase dispersada
$D$	=	Diámetro interno del mezclador
$L_e$	=	Longitud del elemento estático
$n$	=	Número de elementos

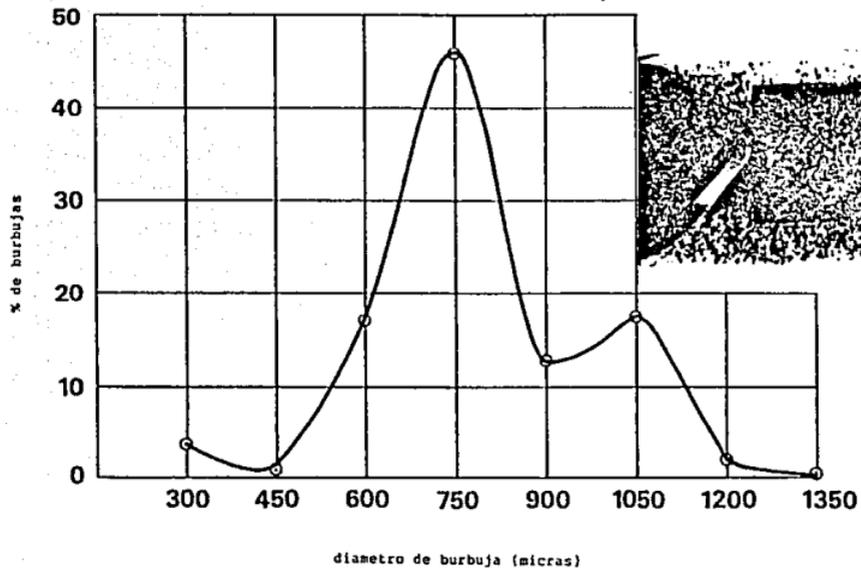


Fig 3-23

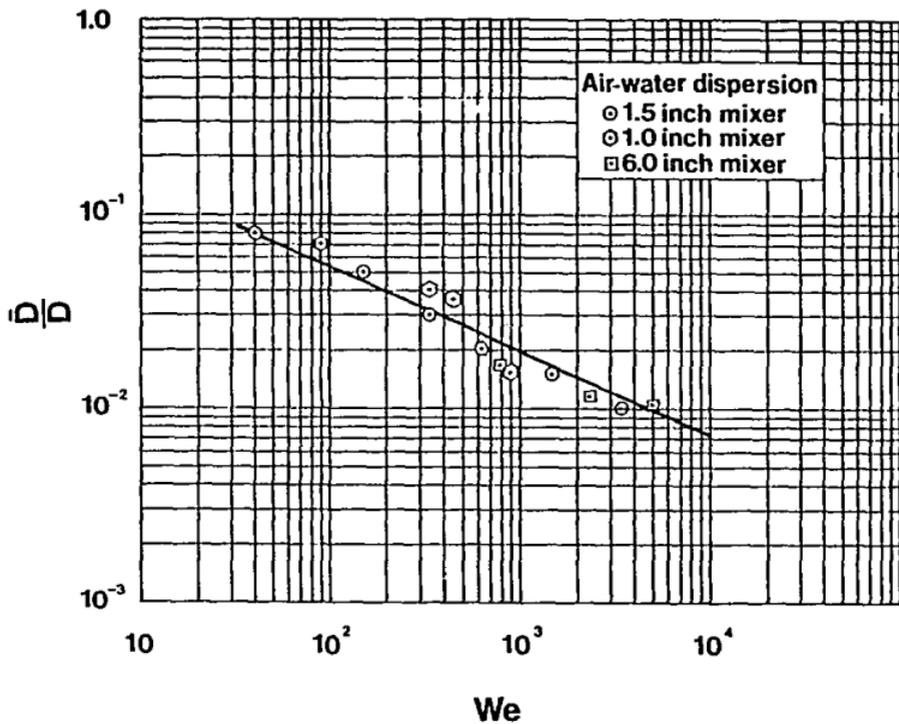
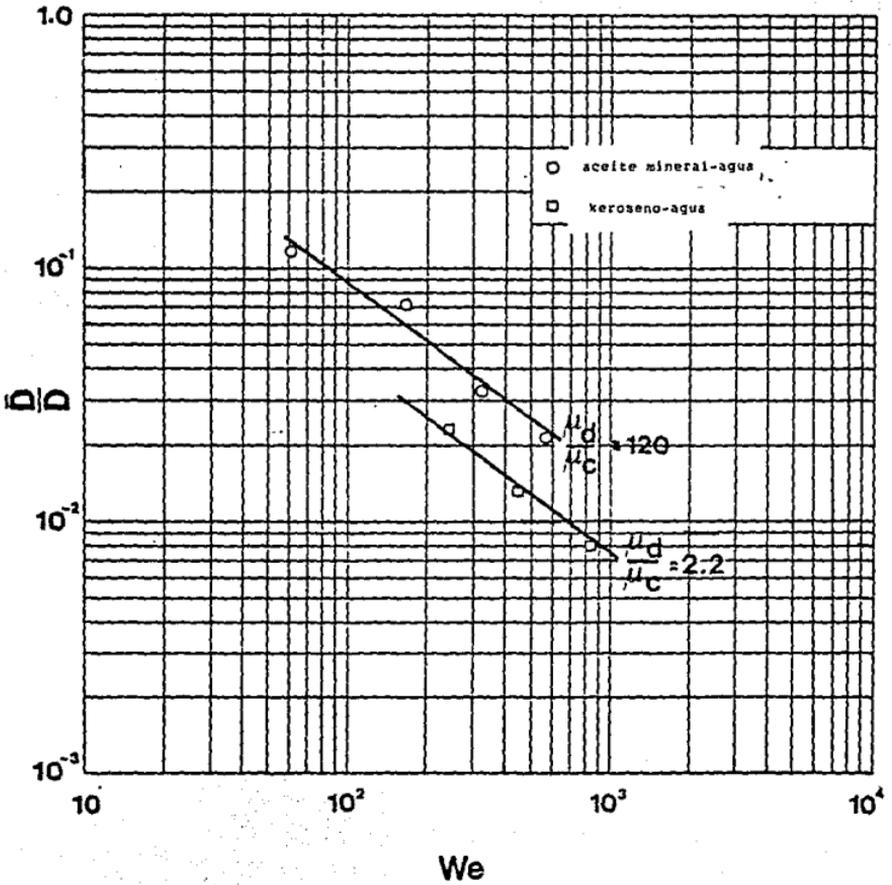


Fig 3-24

Fig 3-25



Smith (58) publicó un estudio experimental cualitativo sobre la eficiencia de un mezclador estático Kenics con elementos de  $270^\circ$  de torsión para producir dispersiones gas-líquido tanto en régimen laminar como turbulento utilizando los sistemas aire-agua y aire-solución acuosa de pirilidona, así como, la caída de presión que se presenta en estos elementos comparados con la que se genera en los de  $180^\circ$  de torsión. Para todas las pruebas, se emplearon un total de 12 elementos de 4.7 cm. de longitud con un diámetro del mezclador de  $3/4$  in.

El autor afirma que en el diseño estándar de  $180^\circ$  de torsión se ha observado en dispersiones de gases con líquidos relativamente viscosos (1000 cps) una tendencia a estratificarse cada fase por cada canal, conduciéndose por una parte el gas y por la otra el líquido. Esto, indica que es debido a que un gas fluyendo junto a un líquido viaja por las zonas altas de la corriente a causa de la densidad y que la orientación geométrica de estos elementos favorece en mantener dicho patrón produciendo una dispersión de baja calidad. Propone que una modificación de los elementos de  $180^\circ$  a  $270^\circ$  de torsión ofrece posibilidad de mejorar este problema y el objeto de su trabajo es demostrar cualitativamente esta solución.

Sus resultados los presentó por medio de una secuencia de fotografías tomadas a la entrada, mitad y salida del mezclador para flujo en régimen laminar y turbulento. Para régimen turbulento uso el sistema aire-agua con una velocidad del aire de 0.1 m/s fija y varió la velocidad del agua tres veces; 1.08, 0.5 y 0.2 m/s.

De ellas se observó que en la alta velocidad, la distribución de tamaño de burbujas es fino y homogéneo, para la baja velocidad el tamaño de las burbujas aumenta aproximadamente 5 veces y comienzan a segregarse las burbujas en la zona superior de la tubería. Cuando disminuyó la velocidad del aire a 0.014 m/s el resultado fue semejante para las condiciones 0.1 m/s y 0.4 m/s velocidades de aire y agua respectivamente, de lo cual dedujo que la velocidad del aire es un parámetro secundario para determinar la eficiencia de las dispersión. Para régimen laminar empleó el sistema aire-solución acuosa de pirilidona, cuyo comportamiento es relativamente newtoniano.

En el primer caso fijo las siguientes condiciones; viscosidad de la solución de 30 mPa-s y una velocidad del aire de 0.07 m/s y de la solución de 0.8 m/s, el diámetro promedio de las burbujas fue de 500 micras y la distribución de ellas en la corriente fue homogénea produciéndose una excelente dispersión, si embargo, cuando disminuyó la velocidad ( $N_{Re}=100$ ), la tendencia a segregarse el aire fue observado.

Un segundo caso se analizó donde la viscosidad de la solución fue de 129 mPa-s y la velocidad del aire y solución fueron de 0.07 m/s y 0.43 m/s respectivamente, el tamaño de las burbujas aumentaron 8 veces pero la homogeneidad de ellas en la corriente fue muy buena sin presentarse la estratificación o segregación. De estos casos concluye que el número de Reynolds es insuficiente para explicar el comportamiento de la dispersión gas-líquido de media y alta viscosidad.

Sus resultados sobre la caída de presión que se obtiene en este especial elemento estático se presentan en la gráfica de la fig. 3-26, la cual relaciona el factor de fricción contra el número Reynolds para este mezclador de 3/4 in. de diámetro y 270° de torsión de los elementos.

No es recomendable para líquidos de alta viscosidad y para media viscosidad sus resultados son satisfactorios para aplicaciones industriales. Para valores de números de Reynolds mayores a 100 la dependencia del factor de fricción sobre la viscosidad es mínima.

Streiff (61) presentó un estudio teórico y experimental sobre la dispersión tanto líquida-líquida, como gas-líquida en el mezclador estático Sulzer-Koch tipo SMV. Desarrollo lo que denominó "Teoría de la formación de las burbujas" por medio de la cual dedujo la relación de las variables y parámetros que influyen en la formación del tamaño de las burbujas de una fase en otra, y mediante pruebas experimentales empleando 6 distintos sistemas dispersivos (agua con; benceno, tolueno, ciclohexano, keroseno y aire, y el sistema keroseno-agua) comprobó su validez.

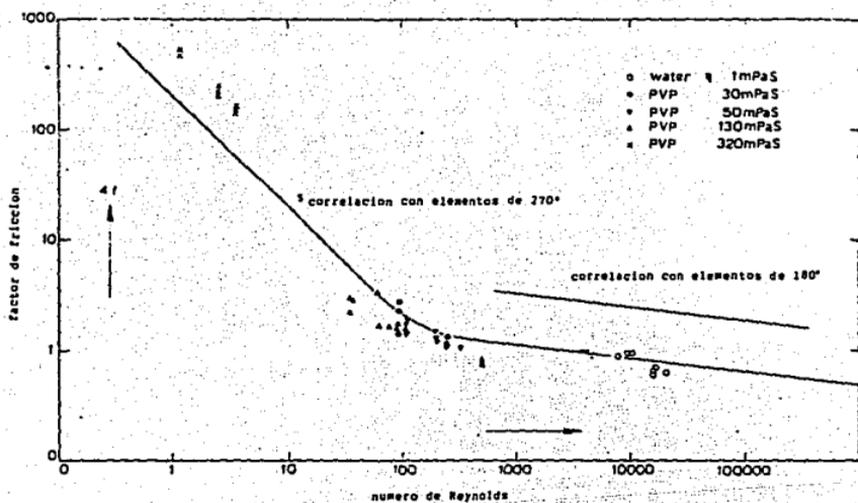


Fig 3-26

Así también obtuvo las distribuciones de tamaño de burbujas para determinadas condiciones de operación. Para todas las pruebas usó un mezclador con cinco elementos de mezclado y varió el diámetro.

Inicia su teoría partiendo de la dinámica del mecanismo de mezclado que se presenta en la intersección de los canales de los elementos SMV denominado mezclado celular. La división de flujo genera elementos de la fase a dispersar, los cuales al pasar por la zona de intersección de las corrientes se ve sujeta al efecto de los esfuerzos debido al sentido perpendicular de sus velocidades, deformando el elemento y rompiéndolo en otros más pequeños, la desintegración del elemento sucede si excede de su tamaño crítico. El criterio de estabilidad de un elemento o burbuja dentro de la fase dispersiva es:

$$dk\sigma = dk\rho = \Delta\rho dF \quad (3.5.7)$$

Las fuerzas que actúan sobre la superficie del elemento o burbuja es:

$$dk\sigma = (1/R_1 + 1/R_2) dF \quad (3.5.8)$$

Considerando que la forma de las burbujas es esférica, entonces la ecuación 3.5.8 se transforma en:

$$dF\sigma = (4\sigma/D) dF \quad (3.5.9)$$

Las fuerzas de rozamiento que actúan sobre una partícula esférica dentro de una corriente, se obtiene por la siguiente relación:

$$\Delta P \approx C_D \frac{\rho_c V^2}{2} \quad (3.5.10)$$

Por análisis dimensional se sabe que el coeficiente de rozamiento ( $C_D$ ) de una partícula dentro de un fluido es función del número de Reynolds y de los factores de forma. Para el flujo en un tubería con "baffles" con un determinado diámetro ( $d_h$  = diámetro hidráulico) y que genera burbujas de un diámetro  $D$  y opera en régimen turbulento, el coeficiente de rozamiento puede ser calculada aproximada mediante la ecuación:

$$C_D \approx \frac{k}{N_{Re}^\alpha (dh D)^\beta} \quad (3.5.11)$$

Sustituyendo 3.5.8, 3.5.9 y 3.5.10 en la ecuación 3.5.7 se obtiene la relación para  $D_{max}/d_h$  siguiente:

$$D_{max} / d_h \approx \left( \frac{8\sigma N_{Re}^\alpha}{\rho_l W^2 d_h} \right)^{1/(1+\beta)} \quad (3.5.12)$$

Donde:

$$n = 1 / (1+\beta) \quad (3.5.13)$$

$$m = \alpha (1+\beta)$$

Sustituyendo 3.5.13 en 3.5.12 se reduce a:

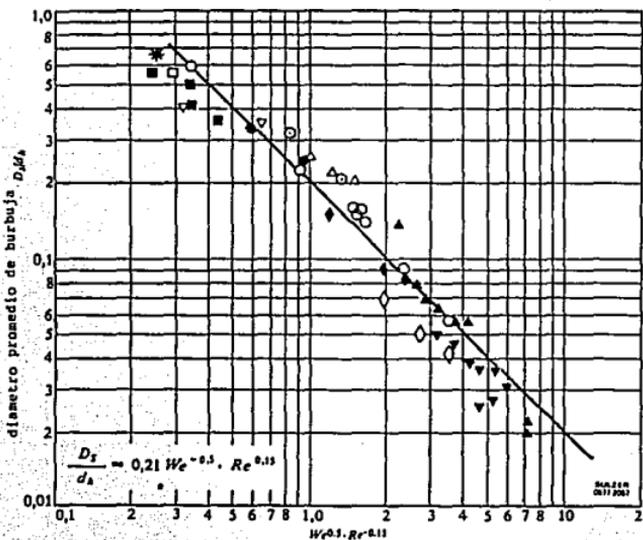
$$D_{max} / d_h \approx N_{We}^{-n} N_{Re}^m \quad (3.5.14)$$

La cual predice que la relación del diámetro máximo de burbuja entre el diámetro hidráulico del mezclador es una función del número de Weber y del número de Reynolds. Para una distribución de tamaño de burbujas con baja dispersión o varianza  $D_{max} \approx D_s$ , donde  $D_s$  es el diámetro de Sauter definido como el diámetro promedio de una distribución, entonces  $D_{max}$  puede ser sustituida por  $D_s$  en la ecuación 3.5.14 para tener:

$$D_s / d_h \approx N_{We}^{-n} N_{Re}^m \quad (3.5.15)$$

Los resultados de su trabajo experimental se muestran en la fig. 3-27 para los seis distintos sistemas y seis diferentes diámetros de mezcladores. La línea recta muestra la correlación obtenida de ellos y arrojó los siguientes valores para los exponentes y constantes de proporcionalidad:

$$D_s/d_h = 0.21 N_{We}^{-0.5} N_{Re}^{0.15} \quad (3.5.16)$$



fase continua		fase dispersada		$\mu$ ( $10^{-3}$ N/m)		$d_A$ (mm)					
						2	4	8	17	32	64
Water	Benzine	23.5				○	●	○			
	Toluene	25									
	Cyclohexane	46									
	Kerosene	34.7									
Kerosine	Air	74.4							△	△	0
	Water	24.7							△	△	0

Fig 3-27

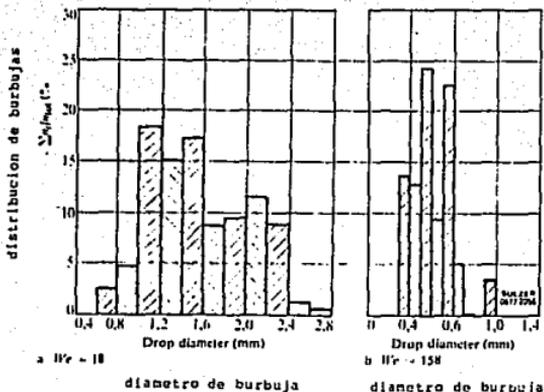


Fig 3-28

La fig. 3-28 muestra las distribuciones de tamaño de burbujas para el sistema de agua-benceno con una relación volumétrica de 3% con una velocidad de 0.15 y 0.5 m/s y números de Weber de 18 y 158.

#### Nomenclatura.

a	= Área interfacial por unidad de volúmenes de la mezcla ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )
C	= Concentración del componente extraído ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
$C_D$	= Coeficiente de arrastre de burbuja
$D_s$	= Diámetro medio de Sauter (m)
D	= Diámetro de burbuja (m)
$D_T$	= Diámetro de Settler (m)
$D'$	= Diámetro de burbuja definido por la función de distribución RRS (m)
$D_h$	= Diámetro Hidráulico de un canal de los elementos estáticos (m)
f	= Fractor de Fricción
g	= Aceleración de la gravedad ( $9.81 \text{ m}/\text{seg}^2$ )
$K_\sigma$	= Fuerza Superficial (N)
$K_p$	= Fuerza debido a las fluctuaciones de presión (n)
K	= Constante
L	= Longitud del mezclador (m)
$N_j$	= Número de burbujas de la clase j
m,n,q	= Exponentes
$\Delta P$	= Diferencia de presión fuerza y dentro de la burbuja ( $\text{N}/\text{m}^2$ )
$V_d, V_c$	= Volúmenes de fase dispersada y continua ( $\text{m}^3$ )
$V^*$	= Flujo Volúmetrico ( $\text{m}^3/\text{seg.}$ )
$R_1 R_2$	= Radio de curvatura (m)
w	= Velocidad Superficial ( $\text{m}/\text{seg.}$ )
F	= área interfacial ( $\text{m}^2$ )
$F_v$	= Fracción volúmetrica

### 3.6 TRANSFERENCIA DE MASA SOLIDO-GAS

La evaporación de un sólido en el seno de un gas se le conoce como "sublimación". Aún cuando teóricamente este fenómeno puede ser utilizado como una operación de separación o mezclado en la ingeniería, prácticamente no se presenta en procesos industriales debida a su poca conveniencia y nulo rendimiento. Sin embargo, han sido publicados algunos artículos sobre este específico tema y cuyos autores dan las suficientes razones de su elección como sistema de estudio en transferencia de masa.

Morris y Misson (38), publicaron un trabajo experimental sobre la transferencia de masa media y local que se produce entre un sólido que sublima en una corriente gaseosa dentro de un mezclador estático en línea Kenics en condiciones de flujo laminar.

Para el objeto de su estudio, el sistema consistió de naftaleno cubriendo las paredes del mezclador e insertados dentro los elementos estáticos Kenics de  $180^\circ$  de torsión, fluyendo a través de ellos una corriente de aire. El pitch de los elementos estáticos fue de  $L_e/D = 2.5$  y se utilizaron de 2 a 10 elementos con un diámetro de  $1/2$  in del mezclador. El aire fue totalmente deshumificado. La finalidad de su estudio fue mostrar el significativo aumento de transferencia de masa en flujo laminar que genera el uso de elementos estáticos comparándolo con el que se produce en una tubería sin elementos, así como, el efecto sobre la caída de presión.

Morris y Misson argumentaron en su estudio que el sentido de su trabajo está en la posibilidad de que el principio de mezclado estático Kenics sea capaz de solucionar los problemas de la oxigenación de la sangre empleado en medicina, ya que los sistemas actuales en uso no han sido satisfactorios por lo que el flujo de la sangre a través de los oxigenadores es restringida a flujo laminar para prevenir daño fisiológico sobre ella por la caída de presión.

La razón de la selección del sistema de estudio es debido a que es semejante a la oxigenación de la sangre que se hace por medio de una membrana a través de la cual circula la sangre.

Sus resultados los presentó gráficamente y mediante una correlación. La fig. 3-29 muestra la variación del número de Sherwood local en función del número de elementos estáticos medidos en la dirección del flujo para cinco diferentes números de Reynolds.

Como se observa en la figura el carácter del comportamiento de la transferencia de masa local es diferente con la que se presenta en una tubería sin elementos, mientras en ésta se comporta asintóticamente decreciendo en la dirección del flujo como consecuencia del aumento de la concentración hacia la saturación, la inclusión de los elementos estáticos produce un cambio en el perfil de la transferencia de masa con un punto máximo después del segundo elemento, este comportamiento no pudieron explicarlo los autores, sin embargo, la variación del número de Reynolds mejora significativamente la transferencia de masa, mientras en el tubo sin elemento no sucede.

En la Fig. 3-30 se muestra la influencia del número de Reynolds y del número de elementos estáticos sobre la transferencia de masa media cuantificada con el número Sherwood medio, el cual fue calculado usando la transferencia de masa a lo largo de todo el mezclador a la salida. También se muestra en la gráfica comparativamente la transferencia de masa correlacionadas para dos tubos con bañes evaluados en base a la conocida ecuación de Seider-Tate. Así también, se muestra como el número de Sherwood medio o promedio aumenta con el incremento del número de elementos para un determinado  $N_{Re}$ , y las líneas continuas las correlaciones obtenidas de los datos experimentales en base a una modificación de la ecuación de Seider-Tate la cual considera el número de elementos la cual fue:

$$Sh_m = 1.86 (1+0.32N) (N_{Re} N_{sc} \frac{de}{L})^{1/3} \quad (3.6.1)$$

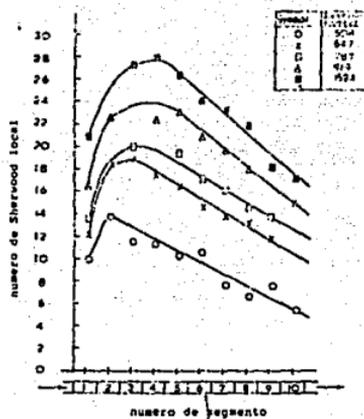


Fig 3-29

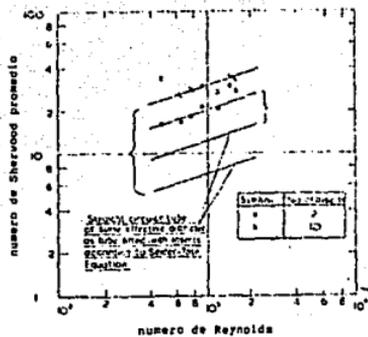


Fig 3-30

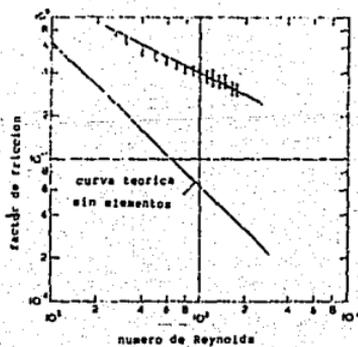


Fig 3-31

Esta ecuación es válida para elementos con un  $p/d = 2.5$  y un mezclador de 10 elementos y para  $N_{Re}$ , mayor a 508 y menor a 1594. Por último, en la fig. 3.31 se muestra la relación del  $N_{Re}$ , con el factor de fricción en comparación con el tubo sin elementos. Propusieron la siguiente ecuación para su estimación:

$$C_f = 12.6 N_{Re}^{-0.5} \quad (3.6.2)$$

Nomenclatura:

<b>C<sub>f</sub></b>	=	Factor de fricción
<b>d</b>	=	Diámetro Nominal de Tubo
<b>d<sub>e</sub></b>	=	Diámetro Hidráulico del Tubo con elementos
<b>h</b>	=	Coefficiente de Transferencia de masa
<b>k</b>	=	Coefficiente de Difusión
<b>L</b>	=	Longitud de Tubo
<b>N</b>	=	Número de Elementos

### 3.7 ABSORCION O TRANSFERENCIA DE MASA GAS - LIQUIDO

Grosz-Röll, Bätting y Moser (15) llevaron a cabo un estudio experimental en planta piloto sobre la absorción de un gas en un líquido empleando el sistema oxígeno-agua en un mezclador estático Sulzer-Koch tipo SMV. La finalidad de su estudio fue determinar la influencia de los parámetros de operación; fracción de fase dispersada, flujo volumétrico y el diámetro hidráulico del mezclador sobre la velocidad de transferencia de masa promedio y correlacionar sus resultados en base al análisis dimensional.

Una parte de sus resultados fueron analizados sobre el modelo de reactor tubular con flujo tapón considerando los perfiles de temperatura y concentración que experimentalmente Tasucher y Streiff (sección 3.2) hallaron para este mezclador, los cuales se mantienen casi constantes con respecto al diámetro de la tubería.

Además, consideró la teoría de la doble película de Whitman para la transferencia de masa en la interfase del gas con el líquido y para la cual asumieron que la resistencia a la transferencia de masa de la capa límite de la fase gaseosa es despreciable con la de la capa límite de líquido, por lo que el flujo de masa a través del área interfacial es:

$$Q_L dc = k_L a (C^* - C) \frac{\pi}{4} D_i^2 dL \quad (3.7.1)$$

Rearreglando los términos e integrando sobre la longitud del mezclador se obtiene:

$$\int_{C_o}^{C_w} \frac{dc}{(C^* - C)} = \frac{K_L a}{V_L} \int_0^L dL \quad (3.7.2)$$

$$L = \frac{(C_o - C_w)}{(C^* - C)_o - (C^* - C)_w} \ln \frac{(C^* - C)_o}{(C^* - C)_w} \frac{V_L}{K_L a} \quad (3.7.3)$$

Y expresando 3.7.3 en términos de NTU y HTU tenemos:

$$\frac{NTU}{L} = \frac{1}{HTU} \frac{KLa}{V_L} \quad (3.7.4)$$

$$NTU = \frac{(C_o - C_w)}{(C' - C)_o} \cdot \ln \frac{(C' - C)_o}{(C' - C)_w} \quad (3.7.5)$$

$$HTU = \frac{V_L}{KLa} \quad (3.7.6)$$

La Fig. 3-32 muestra la relación de NTU/m con la velocidad del líquido y la fracción de fase dispersada como parámetro. La Fig. 3-33 muestra la gráfica de NTU/ $\Delta P$  como una función de la velocidad del líquido y la fracción de la fase dispersada también como parámetro. Las curvas que obtuvieron muestran un máximo, y más allá de él la relación NTU/ $\Delta P$  decrece casi linealmente con el aumento de la velocidad. Para valores mayores a 0.3 m/s se empezó a presentar el fenómeno de la segregación de fases.

El punto máximo se puede interpretar como el punto de la operación óptima que es aproximadamente a 0.4 m/s, lo que indica que el mezclador puede ser operado con baja velocidad, aún cuando no está muy de acuerdo con la práctica comercial, la cual usa velocidades más altas, la posibilidad de operar con bajas velocidades es un ventaja con respecto al ahorro de energía y en operaciones donde se requiera mayores tiempos de residencia.

En la fig. 3-34, se muestra la gráfica de NTU/ $\Delta P$  contra el diámetro hidráulico de los elementos de mezclado, y como parámetros se usaron la velocidad del líquido y la fracción de fase dispersada. De ella se destaca que NTU/ $\Delta P$  aumenta con el incremento del diámetro hidráulico. En la gráfica de la fig. 3-35 se ilustra la correlación desarrollada por análisis dimensional junto a los datos experimentales arrojando la siguiente expresión:

$$Sh = 0.0062 Re^{1.22} Sc^{1/3}$$

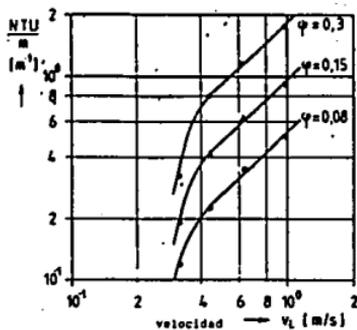


Fig 3-32

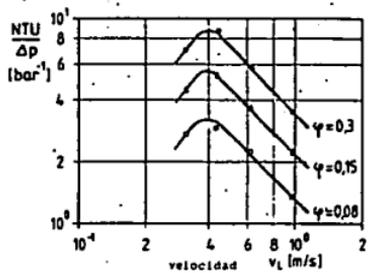


Fig 3-33

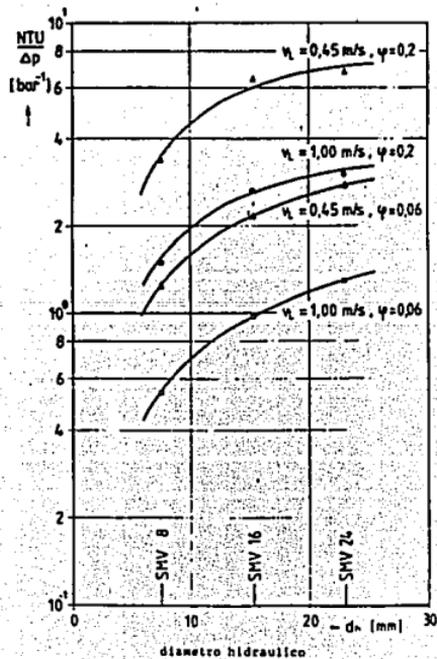


Fig 3-34

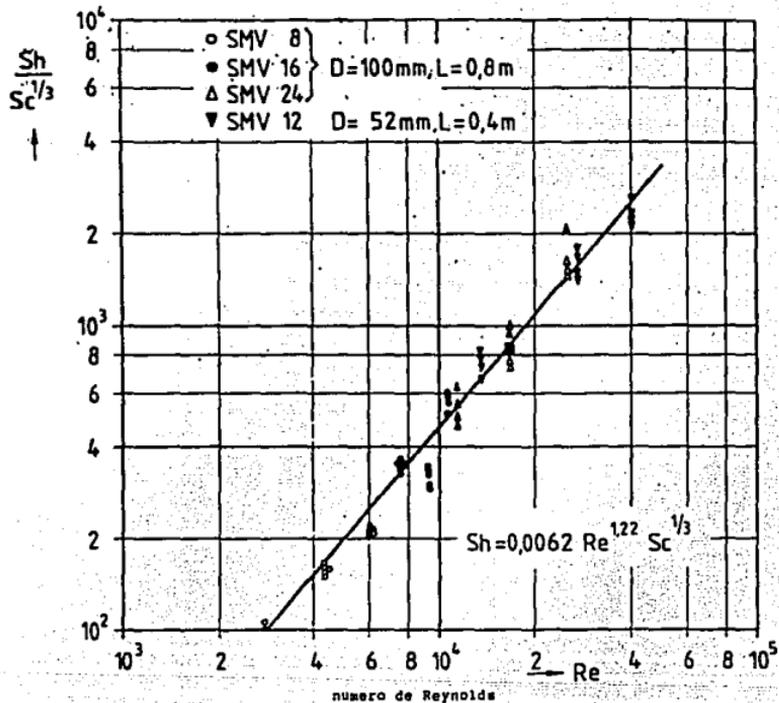
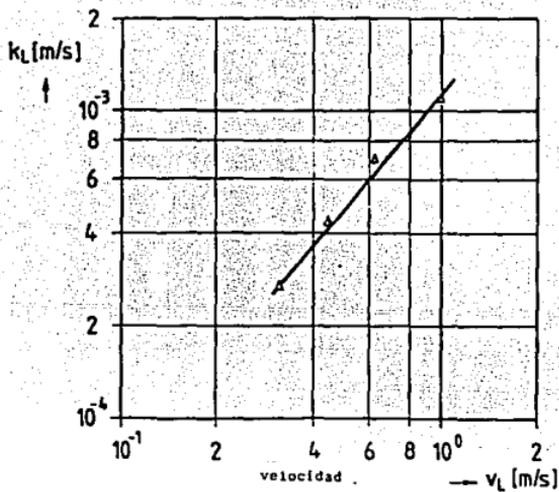


Fig 3-35



La expresión es útil si, conocidas las propiedades de los fluidos el coeficiente de transferencia de masa para otros sistemas gas-líquido semejantes puede ser estimado con esta correlación. También se observa que el coeficiente depende fuertemente de la velocidad del líquido y levemente del diámetro hidráulico. Por último, en la Fig. 3-36 se relacionó el coeficiente de transferencia de masa medio o promedio  $K$  con la velocidad del líquido. El coeficiente aumenta con la velocidad del líquido lo que indica que los elementos de mezclado provocan un reducción de la resistencia a la transferencia de masa. Lo cual significa que no solo generan el área interfacial necesaria.

#### NOMENCLATURA:

$a$	=	Area interfacial específica ( $m^2/m^3$ )
$c$	=	Concentración ( $Kmol/m^3$ )
$C^*$	=	Concentración de Equilibrio ( $Kmol/m^3$ )
$D_i$	=	Diámetro Interno (m)
$DN$	=	Diámetro nominal (mm)
$d_h$	=	Diámetro Hidráulico de los elementos de mezclado (m)
$d_{32}$	=	Diámetro de burbuja de Sauter (m)
$D$	=	Coefficiente de Difusión ( $m^2/s$ )
$g$	=	Aceleración de la gravedad ( $m^2/s$ )
$HTU$	=	Altura de una unidad de transferencia (m)
$K_L$	=	Coefficiente de transferencia de masa (fase líquido)( $m^2/s$ )
$L$	=	Longitud del mezclador (m)
$NTU$	=	Número de unidades de transferencia
$P$	=	Presión (Pa, bar)
$\Delta P$	=	Caída de presión (Pa, bar)
$T$	=	Temperatura ( $^{\circ}C$ )
$\dot{V}$	=	Flujo volumétrico ( $m^3/s$ )
$v_{L,G}$	=	Velocidad del líquido o gas (m/s)
$\nu$	=	Viscosidad cinemática ( $m^2/s$ )
$\rho$	=	Densidad ( $Kg/m^3$ )
$\sigma$	=	Tensión interfacial (N/m)
$\phi$	=	Función
$\varphi$	=	Fracción volumétrica

$\alpha$	=	Condición a la entrada
$\omega$	=	Condición a la salida
Fr	=	Número de Froude = $\frac{(V_L)^2}{\Delta P} \rho d_{32}$
Re	=	Número de Reynolds = $\frac{V_L dh}{\nu}$
Sc	=	Número de Schmidt = $\nu/D$
Sh	=	Número de Sherwood = $K_L dh/D$
$\epsilon$	=	Fracción ocupada por los elementos de mezclado.

### 3.8 TRANSFERENCIA DE CALOR.

Azer, Lin y Fan (30) realizaron una investigación experimental sobre la transferencia de calor durante el calentamiento de un líquido por medio de un mezclador estático en línea Kenics. Ellos afirmaron que el mecanismo que interviene básicamente en este proceso es la convección forzada y que en el diseño y operación de equipo de transferencia de calor se busca maximizar la eficiencia de la transferencia de calor para reducir el tamaño del equipo.

Con respecto a esto, en los últimos años, se han hecho grandes esfuerzos para desarrollar equipos con mayor eficiencia empleando diversas técnicas tales como; vibración de superficies, vibración de fluido, superficies rugosas y extendidas y aplicación de campos electrostáticos. Sin embargo, aseguran que todas estas técnicas incrementan el consumo de potencia a un nivel de consideración.

Otra técnica denominada flujo en espiral, cuyo prototipo más conocido es el serpentín, ha sido ampliamente usada por su buena eficiencia, y los mezcladores estáticos los consideran como un nuevo desarrollo capaces de ofrecer una ventaja dentro de ésta técnica. La finalidad de su estudio fue demostrar cuantitativamente el aumento de la velocidad de transferencia de calor que pueden generar estos elementos.

Su investigación se centró en medir los coeficientes de transferencia de calor promedio y la caída de presión durante el calentamiento del líquido refrigerante Freón 113 en un mezclador estático Kenics con elementos de 180° de torsión por medio de una resistencia eléctrica.

Con objeto de comparación, también realizaron mediciones con un tubo sin elementos. El tamaño del mezclador fue de 1.27 cm. de diámetro interior y 101.6 cm. de longitud.

Además, seis distintos arreglos (3M, 6M, 12M, 25M, 25M-FL Y 50M-FL) con 3, 6, 12, 25, 25 y 50 elementos estáticos respectivamente localizados todos unidos y a partir de la entrada del equipo dejando una sección sin elementos para aquellos con menos de 50, fueron también probados. El mezclador fue colocado verticalmente y el rango de  $N_{Re}$  fue de 980 a 5500.

Sus resultados los ilustró gráficamente y por medio de dos correlaciones para los coeficientes de transferencia de calor y la caída de presión que se presenta. La fig. 3-37 muestra la gráfica entre el número de Nusselt ( $hD/k$ ) y el número de Reynolds de los datos experimentales para los seis diferentes arreglos.

La longitud característica que se empleó fue el diámetro interno. Los resultados muestran el incremento del Nusselt con el aumento de Reynolds para cada uno de los arreglos y para el tubo sin elementos que aparece referenciada en la ecuación 3.8.1 Para un Reynolds constante, el Nusselt también se incrementa con el uso de más elementos estáticos y este aumento se da muy fuerte en los primeros doce elementos. Para el tubo sin elementos sus resultados aparecen junto a la correlación de Sieder-Tate por medio de la línea continua y la cual es:

$$Nu_o = 0.024 N_{Re}^{0.89} \left[ N_{Pr} \left( \frac{d}{L} \right) \right]^{1/3} (\mu / \mu_s)^{0.14} \quad (3.8.1)$$

La fig. 3-38, ilustra la relación entre la razón de los coeficientes de transferencia de calor del tubo con elementos estáticos y del tubo sin elementos ( $h_m/h_o$ ). Dicha relación fue siempre mayor a la unidad pero decreció con el aumento del Reynolds para todos los arreglos siendo la causa la mayor transferencia que se lleva a mayor turbulencia y la tendencia a la homogeneidad que provocan los elementos. Ellos obtuvieron la siguiente correlación entre el número de Reynolds y el número de elementos con el número de Nusselt:

$$\text{Num} / \text{Nuo} = 1 + 50 \text{ NRe}^{-0.24} n^{0.824} \quad (3.8.2)$$

para  $n=0$  corresponde al tubo sin elementos y para  $n=1$  al arreglo con 50 elementos (50M-FL). Para el arreglo 25M-FL la correlación no la incluye por no ser geoméricamente similar a las demás.  $\text{Nu}_o$  se calcula de la ec. 3.9.1. La fig. 3-39 muestra la gráfica entre la caída de presión y el número de Reynolds de los datos experimentales.

Era de esperarse que la caída de presión aumentara con el incremento del Reynolds, así también, como con el número de elementos. Para un mezclador con muchos elementos y empleando altos Reynolds el incremento de la caída de presión se comporta aproximadamente como una función potencial. También desarrollaron una correlación para la caída de presión similar a la ec. 3.9.2 usando el mismo método y la cual fue:

$$f_m = f_o (1 + 0.042 \text{ NRe}^{0.51} n^{0.546}) \quad (3.8.3)$$

Donde  $f_o$  es el factor de fricción para el tubo sin elementos y puede estimarse de la siguiente relación:

$$f_o = 19.6 / \text{NRe} \quad (3.8.4)$$

Ellos aclaran que la desviación de  $f_o$  de los valores del flujo laminar ( $f_o = 16/\text{NRe}$ ), se debió a que los datos fueron evaluados sobre el rango de flujo en transición.

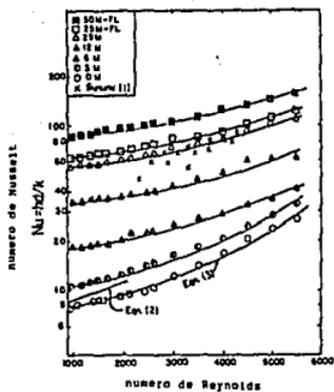


Fig 3-37

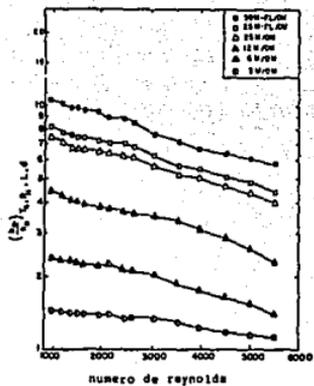


Fig 3-38

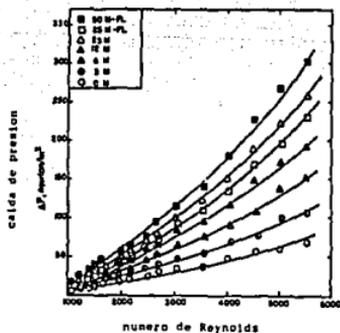


Fig 3-39

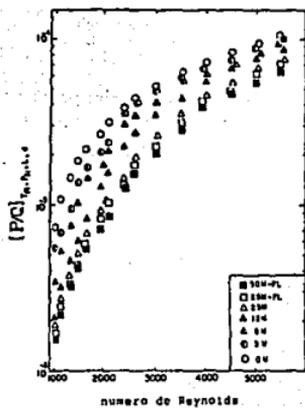


Fig 3-40

Por último, para evaluar la eficiencia del mezclador estático como equipo de transferencia de calor usaron el criterio de la razón entre la potencia consumida por unidad de calor transferido  $P/Q$ . La Fig. 3-40 ilustra gráficamente este parámetro  $P/Q$  en función del número de Reynolds. Un equipo es más eficiente cuando  $P/Q$  es más pequeño, puesto que consume poca energía para transferir una gran cantidad de calor. De la gráfica observamos que  $P/Q$  se incrementa con el aumento del Reynolds, lo que es de esperarse pues a mayores velocidades se requiere más energía.

Por otro lado, se observa que a un Reynolds constante  $Q/P$  decrece con el incremento del número de elementos estáticos, lo que significa que el uso de estos hace más eficiente el proceso. De esta gráfica ellos concluyen que los mezcladores estáticos en línea Kenics como técnica para aumentar la transferencia de calor es efectiva empleando números de Reynolds bajos (en el rango laminar).

#### Nomenclatura:

A	=	Area interna de calentamiento de tubo ( $m^2$ )
Cp	=	Calor específico del refrigerante 113 ( $w.hr/hq.^{\circ}C$ )
d	=	Diámetro interno del tubo (m)
G	=	Velocidad másica del refrigerante 113 ( $hq/hr.m^2$ )
h	=	Coficiente de transferencia de calor promedio interno ( $w/m^2.^{\circ}C$ )
hm	=	coeficiente de transferencia de calor promedio interno con elementos estrificos ( $w/m^2.^{\circ}C$ )
ho	=	Coficiente de transferencia de calor promedio interno sin elementos estáticos ( $w/m^2.^{\circ}C$ )
K	=	Conductividad térmica del refrigerante 113 ( $w/m^2.^{\circ}C$ )
L	=	Longitud del tubo calentado (m)
P	=	Presion ( $M/m^2$ )
$\Delta P$	=	Caida de presión ( $M/m^2$ )
Pfi	=	Presión a la entrada del refrigerante 113 ( $M/m^2$ )

IP	=	Potencia (w)
Q	=	Velocidad de transferencia de calor (w)
$\bar{T}_{Wi}$	=	Temperatura promedio de la pared interna (°C)
$\bar{T}_f$	=	Temperatura promedio del refrigerante 113 (°C)
$\mu$	=	Viscosidad dinámica (h $\mu$ / hr. m)
$\mu_s$	=	Viscosidad dinámica a la temperatura de la pared (h $\mu$ / hr. m)
$\eta$	=	Parámetro geométrico
f	=	Coefficiente de fricción de
Nu	=	Número de Nusselt
Npr	=	Número de Prandtl
NRe	=	Número de Reynolds.

### 3.9 MEZCLADO SOLIDO-SOLIDO

Chen, Fan y Watson (8) hicieron el primer trabajo teórico-experimental sobre el mezclado sólido-sólido en un mezclador estático en línea. Como mencionamos en la sección 1.5.3, las investigaciones realizadas sobre el mezclado sólido-sólido se han centrado alrededor del enfoque estadístico.

Estos especialistas refieren que una técnica estadística denominada "Teoría de los Procesos Estocásticos" ha sido aplicada para analizar y comprender el mezclado de sólidos y que se han propuesto diversos modelos para simular el fenómeno de mezclado en determinados equipos con la finalidad de predecir los perfiles de concentración de las partículas, el grado de mezclado y el tiempo de mezclado.

También, que el uso de modelos discretos para simular el proceso son más apropiados que los modelos continuos debido a la naturaleza de los materiales. Citan que previamente a su trabajo, dos investigadores (Oyama y Ayak, 1953) propusieron un modelo estadístico llamado "Modelo de las Cadenas de Markov" para describir el proceso en un mezclador cilíndrico horizontal y que otros más (Inoue, Yamaguchi, 1969 y Yamaguchi, 1969) aplicaron el mismo modelo al mezclador tipo "V" y Pan obteniendo excelentes resultados. Este trabajo realizado por ellos es una extensión del modelo de Markov a los mezcladores estáticos.

El objeto de su estudio fue evaluar el mezclado en el plano axial de un mezclador estático Kenics de 180° de torsión empleando un sistema binario homogéneo de esferas de Lucite (borosilicato de sodio) de 5/32 in. de diámetro obteniendo el perfil de concentración de ellas y comparándolo con los resultados de la simulación del modelo de las cadenas de Markov.

El diámetro del equipo fue de 1.5 in y el pitch de los elementos fue de 2 con un total de 12 hélices. La operación del equipo fue en posición vertical y las partículas se hicieron fluir por efecto de la gravedad. Se utilizó un tramo de tubería del mismo diámetro previo al mezclador separado por una válvula, al cual se le nombró sección de premezclado, cuya longitud fue de 1 ft. y fue graduado cada 1 in en doce divisiones, siendo cada una de estas secciones un segmento de Markov de acuerdo al modelo.

A la salida del mezclador se instaló otro tubo idéntico al cual se le identificó como sección de postmezclado y sirvió para recolectar la masa de partículas mezcladas y volverlas a recircular por el mezclador. Las esferas fueron coloreadas de blanco y negro de estas últimas se utilizaron un total de 520 por 6240 de las blancas.

Cada segmento de Markov fue ocupado por 520 esferas y las negras fueron colocadas en el segmento # 7 de la sección de premezclado y el resto de los segmentos fueron ocupadas por las partículas blancas. Toda la masa de las partículas se hizo fluir a través de las hélices, contabilizándose la fricción de las partículas negras localizadas en cada segmento. Siete recirculaciones se realizaron llamándose a éstas número de paso de Markov.

El modelo de las cadenas de Markov tiene las siguientes propiedades básicas:

- a) Cada resultado pertenece a un conjunto finito  $a_1, a_2, \dots, a_m$ , llamado Espacio de Estados del Sistema, si el resultado de la  $n$ -ésima prueba es  $a_i$ , entonces decimos que el sistema está en estado  $a_i$ .

- b) El resultado de una prueba depende a lo sumo del resultado de la prueba inmediatamente anterior y no de ningún otro resultado, para cada par de estados  $(a_i, a_j)$  se establece la probabilidad  $p_{ij}$  de que  $a_j$  suceda inmediatamente después de que suceda  $a_i$ .
- c) La matriz de transición  $P$  de una cadena de Markov es una matriz estocástica. El modelo aplicado a este mezclador lo expresaron matemáticamente como:

$$P_{ij}(n) = \sum_{i_1}^r p_{i_1}(0) P_{ij_1} \quad J = 1, 2, \dots, r \quad (3.9.1)$$

Donde  $p_i(0)$  = probabilidad inicial de las partículas negras que están en el estado  $i$  y  $p_{ij}$  = probabilidad de transición del estado  $i$  al estado  $j$ . Expresando la ec. 3.81. con vector y matriz se tiene:

$$P(n) = P(0) | P^n \quad (3.9.2)$$

Donde:

$$P(n) = [P_1(n), P_2(n), \dots, P_r(n)] \quad (3.9.3)$$

$$P(0) = [P_1(0), P_2(0), \dots, P_r(0)] \quad (3.9.4)$$

$$IP = \begin{bmatrix} P_{11}, P_{12}, \dots, P_{1r} \\ P_{21}, P_{22}, \dots, P_{2r} \\ \dots \\ P_{r1}, P_{r2}, \dots, P_{rr} \end{bmatrix} \quad (3.9.5)$$

Cuando las partículas negras son localizadas en el segmento  $i$  antes de efectuar el mezclado la probabilidad inicial es:

$$P_i(0) = \frac{n_i}{n_i} = 1 \quad (3.9.6)$$

Donde  $n_i$  es el número total de partículas que ocupan el segmento  $i$ , entonces el vector es:

$$P(o) = [0, 0, \dots, 0, 1, 0, \dots, 0] \quad (3.9.7)$$

La sustitución de 3.8.7 en la ec. 3.8.2 da la distribución de probabilidad de las partículas negras en todos los segmentos en el postmezclador después de pasar a través del mezclador. Ya que  $n_i$  partículas negras ocupan todo el segmento  $i$  antes del mezclado, el número de partículas negras en el segmento  $i$  después de pasar por el mezclador  $n$  recirculaciones o pasos es:

$$m_i(n) = n_i \cdot P(n); i = 1, 2, \dots, r \quad (3.9.8)$$

La sustitución de la ec. 3.8.1. en la ec. 3.8.8 resulta:

$$m_i(n) = n_i \sum_{j=1}^r P_j(o) P^n_{ji}; i = 1, 2, \dots, r \quad (3.9.9)$$

La distribución final de las partículas negras en cualquier paso de la cadena de Markov se calcula de la ecuación 3.8.1, y el número de partículas negras en cada segmento de la ec. 3.8.9

Los resultados de sus experiencias se muestran en gráficas de distribución de fracción de partículas negras o concentración en cada segmento que aparecen en la fig. 3-41. Las rayas discontinuas corresponden a la concentración calculada por el modelo Markov y las barras continuas a los datos obtenidos de la experimentación. La fig. 3-41A corresponde al perfil obtenido después de la segunda recirculación y la 3-41F a la séptima recirculación o paso. Los autores mencionaron que fueron realizadas más de siete recirculaciones pero que mostraron una fuerte desviación de los predichos por el modelo, atribuyéndole a la generación de electricidad estática la causa de ésta desviación. Por último, afirman que sus datos pueden ser interpretados como 84 elementos estáticos que son requeridos para generar el perfil de la fig. 3-41F en una sola pasada por el mezclador y que este equipo tendría una longitud aproximada de 2.52 mts.

### Nomenclatura:

- $m_i(\mu)$  = Número de partículas negras en el segmento  $i$  después de  $n$  recirculaciones.
- $n_i$  = Número de partículas en un segmento
- $n_{ij}$  = Número de partículas negras en segmento  $j$  que vienen del segmento  $i$  en una recirculación
- $P$  = Matrix de transición
- $P(n)$  = Vector de probabilidad después de  $n$  recirculaciones de la cadena de Markov.
- $P_j(n)$  = Probabilidad de que la partícula negra estará en el estado  $j$  después de  $n$  recirculaciones
- $P_{ij}$  = Probabilidad de transición del estado  $i$  al estado  $j$  en una recirculación
- $P^n_{ij}$  = Elemento  $ij$  de la matriz de transición  $P^n$
- $r$  = Número de estados o segmentos
- $S^2(n)$  = Varianza de las partículas negras después de  $n$  recirculaciones de la cadena Markov
- $S^2_i(n)$  = Varianza de las partículas negras después de  $n$  recirculaciones de la cadena Markov en la cual el segmento  $i$  está ocupado solo por las partículas negras antes del mezclado.

Wang y Fan (70) llevaron a cabo una continuación de los estudios del mezclado entre sólidos en mezcladores estáticos usando ahora el mezclador Sulzer-Koch SMV aplicando también el modelo de las cadenas de Markov y un modelo determinístico discreto para comparar los resultados experimentales con los predichos por tales modelos. Su análisis se centró en determinar el perfil de concentración en el plano axial y el grado de mezclado empleando un sistema binario heterogéneo de granos de sorgo y trigo.

El material del tubo del equipo fue de Plexiglas con un diámetro de 4 in y se usaron un total de 2 elementos estáticos tipo SM con un pitch de 0.5 en acero inoxidable. La conformación del sistema fue semejante a la del estudio de Chen, Fan y Watson; la sección de premezclado tuvo una longitud de 7 in dividiendo en 7 segmentos de acuerdo al modelo de Markov y la sección de postmezclado fue igual.

Para medir la concentración de las partículas en los segmentos se irradiaron una porción de granos de trigo y otra de sorgo y se detectaron por medio de un sistema espectroscópico sin necesidad de alterar el estado de la mezcla de una recirculación a otra.

Las partículas irradiadas se colocaron al centro del mezclador ocupando una altura de 1/4" de segmento. Las partículas se hicieron fluir también por gravedad y se recircularon hasta 20 veces a través del mezclador.

Los autores desarrollaron un modelo determinístico discreto considerando los pasos o recirculaciones como una variable de un espacio - tiempo discreto debido a la naturaleza del sistema de mezclado y de las partículas.

Usando la expresión del cambio que sufre la varianza con el tiempo para el mezclado de sólidos sin segregación hallada por otros autores (Oyama, Weidenbaum y Wang) la cual decrece exponencialmente y es:

$$\frac{\Delta(\sigma^2)}{\Delta n} = -k (\sigma^2) \quad (3.9.10)$$

Donde n es el número de pasos o recirculaciones y es equivalente al tiempo de mezclado. Así también tomaron la definición de Lacey para el grado de mezclado la cual es:

$$M = 1 - \frac{\sigma^2}{\sigma_0^2} \quad (3.9.11)$$

La sustitución de la ec. 3.9.11 en la ec. 3.9.10 se obtiene:

$$\frac{\Delta M}{\Delta n} = k (1-M) \quad (3.9.12)$$

$$1 - M_n = (k-1)^n \quad (3.9.13)$$

y aplicando logaritmos a ambos lados de la ec. 3.9.13:

$$\ln(1 - M_n) = n \ln(k-1) \quad (3.9.14)$$

La gráfica de  $\ln(1 - M_n)$  vs.  $n$  es una línea recta donde  $\ln(k-1)$  es la pendiente y se calcula de los datos experimentales por un método de correlación.

El modelo estadístico discreto empleado fue el mismo de Che, Fan y Watson (32) que con su propia nomenclatura tenemos:

$$C_j(n) = \sum_{i=1}^m C_i(o) P^{nij} \quad (j = 1, 2, \dots, m) \quad (3.9.15)$$

$$C(n) = C(o) P^n \quad (3.9.16)$$

$$C(O) = [0, 0, \dots, 0, 1, 0, \dots, 0] \quad (3.9.17)$$

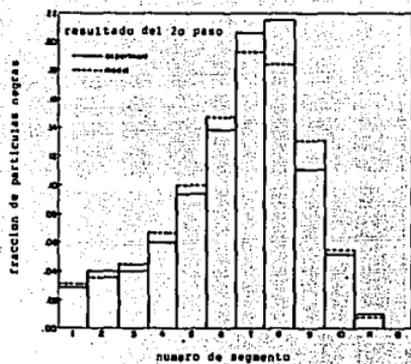
A diferencia del anterior trabajo estos autores evaluaron el grado de mezclado para cada distribución generada en cada recirculación a paso a través del mezclador utilizando la definición de la varianza la cual aplicada a este sistema es:

$$\sigma^2(n) = \frac{1}{m} \sum_{j=1}^m [C_j(n) - \frac{1}{m}]^2 \quad (3.9.18)$$

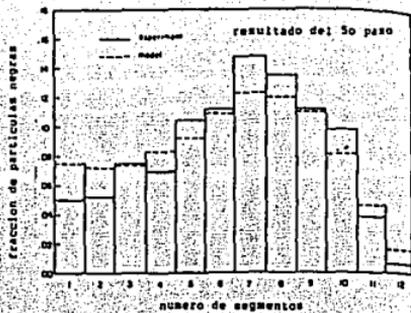
Sustituyendo esta ec. 3.9.18 en la ec. 3.9.11 se obtiene:

$$M = 1 - \frac{\sum_{j=1}^m [C_j(n) - \frac{1}{m}]^2}{(1 - \frac{1}{m})} \quad (3.9.19)$$

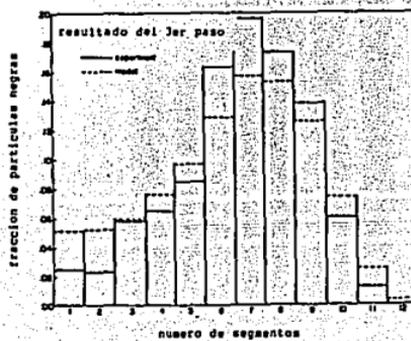
La cual es la expresión para el grado de mezclado para cada recirculación  $n$ .



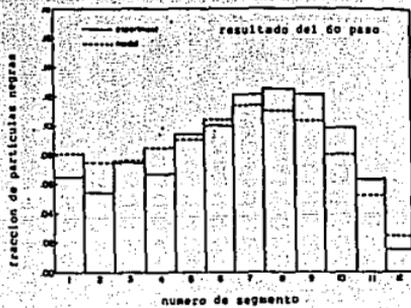
a



d

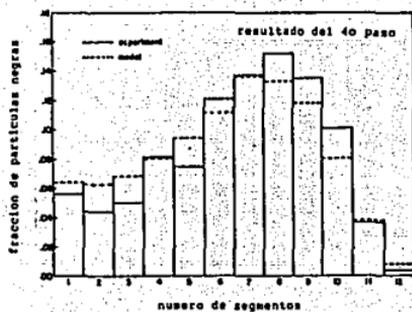


b

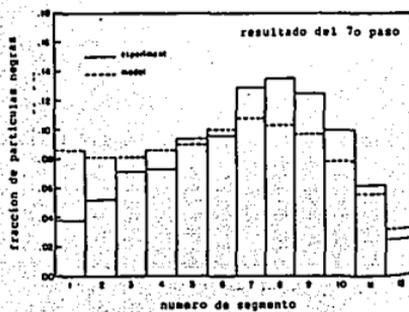


c

Fig. 3-4)



c



f

Fig 3-41

Los resultados de este trabajo son presentados en la siguientes gráficas. La Fig. 3-42 muestra los perfiles de concentración en el plano axial de la tubería para cada segmento de 1 in, la fig. 3.42 a,b y c., ilustran los perfiles para 1, 5 y 12 recirculaciones a través del mezclador para los granos de sorgo, cuando la altura de las barras tienden a ser iguales significa que la concentración en cada segmento es casi igual por lo que a lo largo del tubo la mezcla es homogénea. La fig. 3.43a y b ilustra la relación lineal entre  $\ln(1-M_n)$  del grado de mezclado contra el número de recirculaciones o pasos, la gráfica a, corresponde a los granos de sorgo y la b, a los de trigo.

En estas gráficas se compara el modelo determinístico discreto (ec. 3.9.14) desarrollado con los datos obtenidos experimentalmente que aparecen con triángulos y círculos. De acuerdo con las desviaciones estándar de la regresión lineal (0.2159 y 0.4361) los autores consideran que este modelo es satisfactorio para describir el grado de mezclado.

Por último, en la fig. 3.44a y b se graficaron también el grado de mezclado contra el número de recirculaciones por el mezclador, tanto los datos predichos por ambos modelos con los experimentales aparecen en dichas gráficas, además se encuentran los datos experimentales obtenidos sin elementos de mezclado, haciendo pasar las partículas solo a través del tramo de tubería de 4".

El grado de mezclado de Lacey solo tiene valores de 0 a 1, para 0 significa que las fase se encuentran separadas obviamente sin mezclado, y para 1 que la mezcla se ha efectuado perfectamente. La gráfica a corresponde a los granos de trigo y la b a los de sorgo. Las curvas discontinuas son los modelos determinísticos discretos y las continuas a los estadísticos discretos, el parámetro  $p$  significa la probabilidad de descenso de las partículas a más de un segmento.

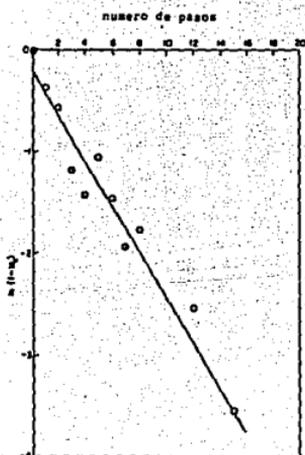
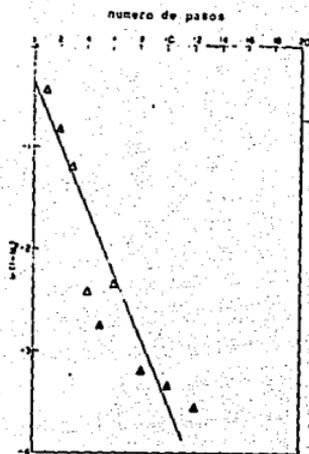


Fig 3-43

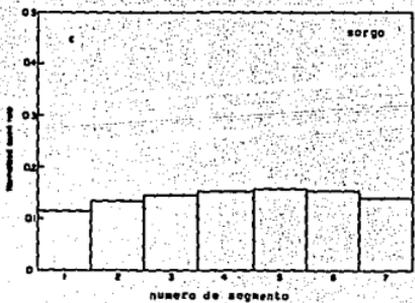
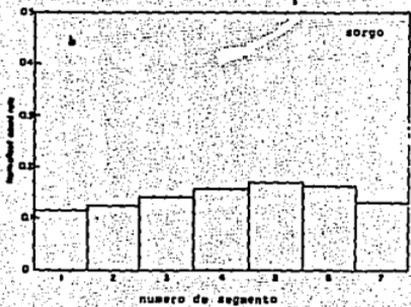
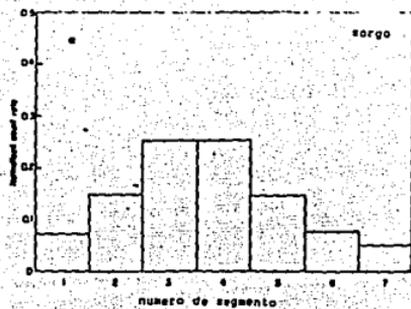


Fig 3-42

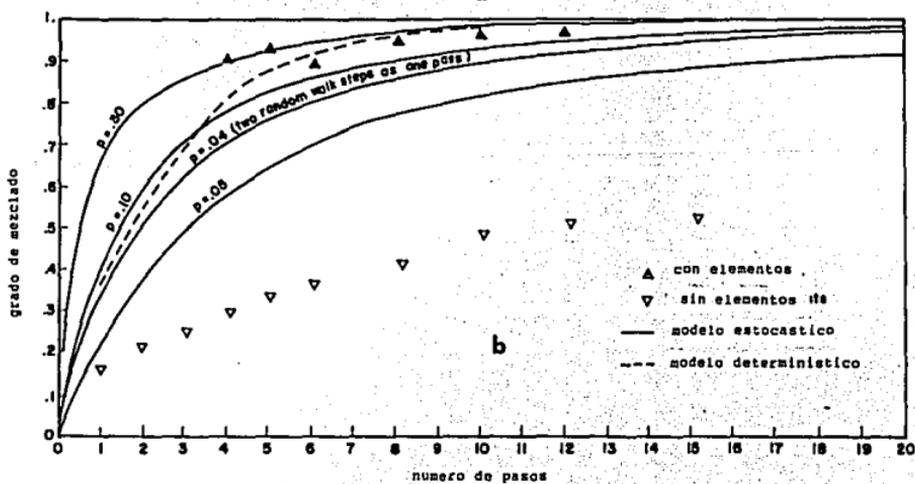
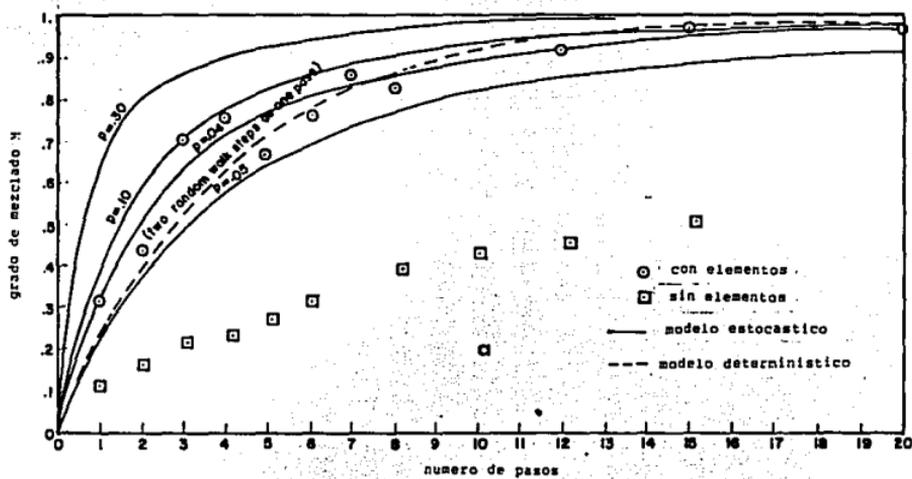


Fig 3-44

## Nomenclatura:

- $C_i(o)$  = Probabilidad inicial de que las partículas negras esté en el estudio  $i$ .
- $C_j(n)$  = Probabilidad de las partículas negras estén en el estudio  $j$  después de  $n$  pasos o recirculaciones.
- $K$  = Constante de proporcionalidad
- $M$  = Grado de mezclado
- $m$  = Número de segmentos
- $IP$  = Matriz de probabilidad de transición.
- $P_{ij}$  = Probabilidad de transición del estado  $i$  al estado  $j$ .
- $P$  = Probabilidad de descenso
- $\sigma$  = Desviación estándar.

## CAPITULO IV

### DISEÑO DE EQUIPO DE MEZCLADO ESTÁTICO EN LINEA

#### 4.1 INTRODUCCION

Dentro del contexto de la ingeniería de proyectos los equipos necesarios para construir y arrancar un proceso o una planta química pueden ser adquiridos bajo dos categorías; como equipo estándar o como equipo especial. Esta segunda engloba aquellos que se deben enviar a fabricar por necesidades especiales y la primera, a los equipos disponibles en el mercado por compañías especializadas. De acuerdo con este concepto los mezcladores estáticos en línea son equipos estándares ofrecidos por las siguientes compañías; Chemineer, Inc., Charles Ross & Son Co., Koch Engineering Co., Komax Systems, Inc., Lightning, a Unit of General Signal, Toray Industries Inc., Tah Industries, Inc., Koflo Corporation, EMI Incorporated, Admix Inc., Heat Systems Inc. y LCI Corp. El proceso de diseño de equipo estándar generalmente se enfoca en calcular el tamaño del equipo (dimensiones), capacidad de trabajo (potencia) y/o el número de etapas (platos, elementos estáticos, etc.), esto es, los datos complementarios necesarios para seleccionar y adquirir el adecuado de los disponibles en el mercado. Para llevar a cabo dicho diseño, generalmente se hace uso de determinados métodos o procedimientos establecidos sobre bases teóricas y empíricas los cuales en muchos casos son desarrollados y proporcionados por las mismas compañías fabricantes. Este capítulo recopila los métodos de diseño para mezcladores estáticos de los proveedores antes mencionados y los aspectos relacionados con su adquisición.

## 4.2 MEZCLADORES KENICS

- Método de diseño para Kenics estándar en mezclado líquido-líquido.

1.- Calcular el número de Reynolds ( $N_{Re}$ ) para la línea del proceso en cuestión, asumiendo que el diámetro del mezclador es igual a la línea del proceso, por medio de la siguiente ecuación.

$$N_{Re} = 3.157 \frac{Q (S6)}{\mu D} = 50.6 \frac{Q_p}{\mu D} \quad (4.2.1)$$

$$= 6.31 \frac{W}{\mu D} = \frac{10 \rho^* VD^*}{\mu} \quad (4.2.2)$$

2.- Usando la siguiente tabla, escoger el número de módulos estándar. Un módulo se forma de seis elementos de mezclado.

$N_{Re}$	Módulos Estándar Requeridos	Características del Flujo
< 10	4	laminar
10 a 1000	3	laminar
1000 a 2000	2	laminar
> 2000	1	turbulento

3.- Obtener la longitud del módulo de la tabla 4.1. Calcular la longitud total (L) del mezclador estático.

4.- Determinar la caída de presión ( $\Delta P$ ) para el fluido en una tubería sin elementos de longitud L, por medio de la ecuación.

$$\Delta P = 3.36 \times 10^{-6} \frac{f L W^2}{\rho D^5} \quad (4.2.3)$$

TABLE 4.1

NOM PIPE SIZE	HOUSING SCHEDULE	OUTSIDE DIA.		INSIDE DIA.		MOD. LENGHT*		K <sub>OL</sub>	K <sub>OT</sub>	K <sub>OT</sub>
		Inch.	(mm)	Inch.	(mm)	Feet	(m)			
1/2	40	0.84	21.34	0.62	15.75	.51	.18	6.00	0.075	40.7
3/4	40	1.06	26.92	0.82	20.83	.65	.20	5.23	0.050	23.5
1	40	1.32	33.53	1.05	26.67	.90	.27	5.79	0.069	36.3
1	80	1.32	33.53	0.86	24.38	.85	.26	5.57	0.062	31.4
1 1/4	40	1.90	48.26	1.61	40.89	1.27	.39	5.72	0.071	36.8
1 1/4	80	1.90	48.26	1.50	38.10	1.27	.39	5.53	0.065	32.6
2	40	2.38	60.45	2.07	52.58	1.71	.52	5.70	0.068	35.1
2	80	2.38	60.45	1.94	49.28	1.67	.51	5.54	0.062	31.6
2 1/2	40	2.88	73.15	2.47	62.74	2.30	.70	5.04	0.053	24.3
2 1/2	80	2.88	73.15	2.32	58.93	1.92	.59	5.58	0.066	33.8
3	40	3.50	88.90	3.07	77.96	2.82	.86	4.94	0.052	23.6
3	80	3.50	88.90	2.90	73.66	2.82	.86	4.82	0.049	21.4
4	40	4.50	114.30	4.03	102.36	3.37	1.03	5.08	0.058	26.9
4	80	4.50	114.30	3.83	97.28	3.18	.97	5.16	0.060	28.2
6	40	6.63	168.40	6.07	154.18	4.88	1.49	5.19	0.060	28.6
6	80	6.63	168.40	5.76	146.30	4.88	1.49	5.08	0.057	26.2
8	40	8.63	219.20	7.98	202.69	6.26	1.91	5.14	0.061	28.4
10	40	10.75	273.05	10.02	254.51	7.79	2.37	5.07	0.060	27.8
12	40	12.75	323.85	11.94	303.28	9.66	2.94	4.88	0.056	24.8

5.- Auxiliarse de la gráfica 4.2 para determinar el factor de fricción de Darcy para la ecuación 4.2.3

6.- Obtener el factor K de las siguientes condiciones:

$$N_{RE} < 10 ; K = K_{OL}$$

( $K_{OL}$  se obtiene de la tabla 4.1)

$$10 < N_{RE} < 2000$$
$$K = (K'_{OL} \times A) + K_{OL} \quad (A \text{ se obtiene de la fig. 4.3})$$

$$N_{RE} > 2000$$
$$K = K \times B \quad (B \text{ se obtiene de la fig. 4.4.})$$

7.- Calcular la caída de presión del mezclador estático con.

$$\Delta P_{sM} = (\Delta P) (K) \quad (4.2.4)$$

8.- Si la caída de presión es excesiva, repetir el procedimiento usando un diámetro mayor.

9.- Ejemplos:

A) Cuantos módulos requerirá un mezclador estático Kenics de 2 in de diámetro. Cédula 40 es requerida para un proceso de mezclado de un fluido newtoniano con una viscosidad de 100 000 Cp una densidad de 60 lb/ft<sup>3</sup> y un flujo de 500 lb/hr. ¿Cuál será la caída de presión?

De la tabla 4.1

$$D = 2.07 \text{ in}$$

$$K_{OL} = 5.7$$

$$K_{OT} = 35.1$$

$$K'_{OL} = 0.068$$

factor de fricción de Darcy

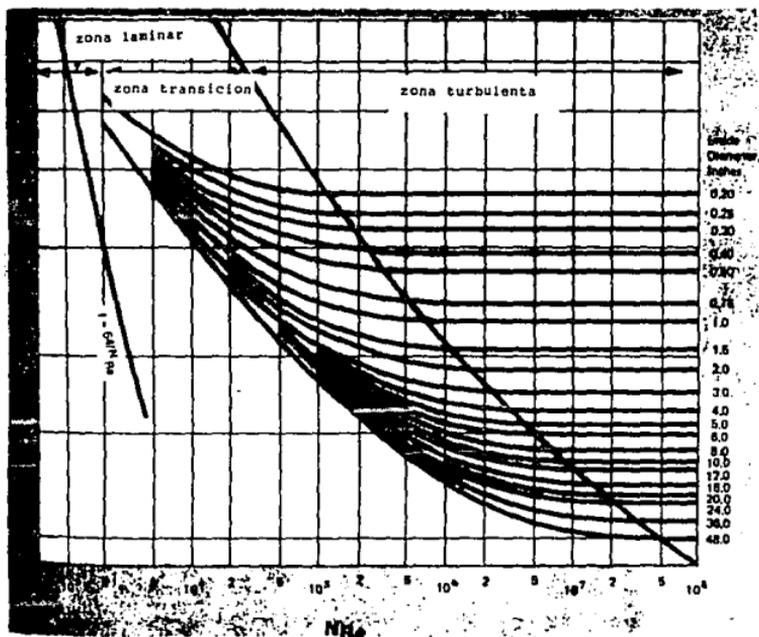


FIG. 4-2

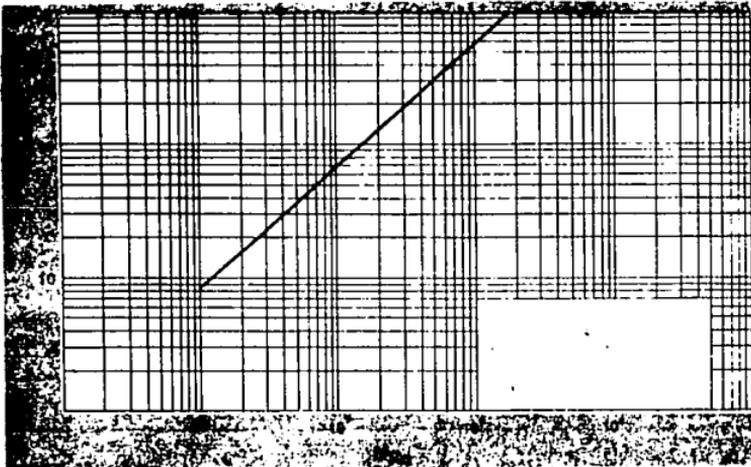


Fig 4-3

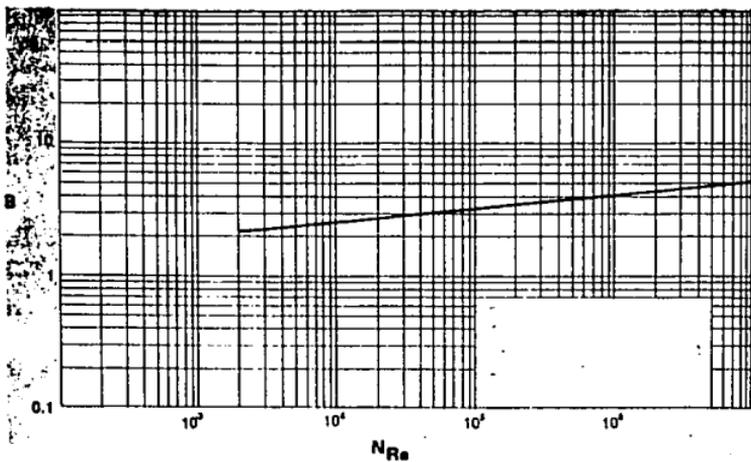


Fig 4-4

El número de Reynolds es:

$$N_{Re} = 6.31 \frac{W}{\mu D} = 6.31 \frac{500}{10^5 \times 2.07} = 1.52 \times 10^{-2}$$

Como  $N_{Re} < 10$ , cuatro módulos son requeridos. De la fig. 4.2

$$f = \frac{64}{N_{Re}} = \frac{64}{1.52 \times 10^2} = 4211$$

La longitud del módulo se obtiene de la tabla 4.1 por lo que se encuentra:

$$L = 4 \times 1.71 = 6.84$$

La caída de presión en la tubería sin elementos es:

$$\Delta P = 3.36 \times 10^{-6} \frac{f L W^2}{\rho D^5} = 3.36 \times 10^{-6} \frac{(4211)(6.84)(500)^2}{(60)(2.07)^5} = 10.61 \text{ lb/in}$$

Como  $N_{Re}$  es menor a 10, usando la tabla 4.1 se tiene que

$$K = K_{OL} = 5.7$$

Luego, la caída de presión en los cuatro módulos es:

$$\Delta P_{sM} = (K) (\Delta P) = 5.7 \times 10.61 = 60.48 \text{ lb/in}$$

La potencia teórica requerida se puede calcular de:

$$HP = 0.262 (\Delta P_{sM}) (q) \tag{4.2.5}$$

$$HP = 0.262 (60.48) \frac{500}{(60)(3600)}$$

$$HP = 0.037 \text{ hp}$$

### 4.3 MEZCLADORES ROSS

- Método de diseño para tipos LPD, LLPD y ISG en mezclado líquido-líquido

1.- Seleccionar el tipo de elemento (LPD o ISG) recomendado, por medio de las tablas 4-5 para LPD y 4-6 para ISG.

2.- Asumir que el diámetro del mezclador es igual al de la línea.

3.- Calcular el número de Reynolds por medio de las ecuaciones 4.2.1 y 4.2.2.

4.- Si  $N_{Re} < 500$ , el flujo es laminar. Usar la fig. 4-7a para LPD y la fig. 4-7c para ISG y obtener la caída de presión por elemento. Si  $N_{Re} > 500$ , el flujo es turbulento. Entonces la caída de presión por elemento para LPD se obtiene de la fig. 4-7b y para ISG de la fig 4-7d.

5.- Para determinar la caída de presión de los elementos LLPD, multiplicar la caída de presión de un LPD por 0.46.

6.- Multiplicar la caída de presión por elemento por el número de elementos para obtener la caída de presión total. El número de elementos se obtiene de la tabla 4-8.

7.- La caída de presión estimada debe ser corregida por propiedades físicas como sigue:

A) Para flujo turbulento multiplicar la presión estimada por la gravedad específica y el factor de corrección K' de la tabla 4-9 y calcular la caída de presión correcta.

B) Para flujo laminar la caída de presión es proporcional a la viscosidad. La fig. 4-7a y 4-7b está basada sobre un fluido de viscosidad de 10,000 Cp, por lo que la caída de presión correcta es:

$$\text{Caída de presión correcta} = \frac{\text{viscosidad del fluido}}{10,000} \times \text{caída de presión E.}$$

TABLA 4-5

APLICACIONES TÍPICAS ELEMENTOS ISG

1.-	MEZCLADO DE UN ADITIVO CON UN FLUIDO VISCOSO	LAMINAR	10-14
2.-	MEZCLADO DE RESINAS PARA BARNIZ	LAMINAR	10
3.-	HOMOGENEIZACIÓN TÉRMICA DE POLÍMEROS FUNDIDOS PARA EXTRACCIÓN O INTERCAMBIO DE CALOR	LAMINAR	4-6
4.-	DISPERSIÓN DE PARTÍCULAS SÓLIDAS EN UN FLUIDO VISCOSO	LAMINAR	10
5.-	MEZCLADO LÍQUIDO-LÍQUIDO DE COMPONENTES MISCIBLES	TURBULENTO	4-6
6.-	MEZCLADO SÓLIDO-SÓLIDO DE PRODUCTOS ALIMENTICIOS O EXPLOSIVOS	-----	6 ELEMENTOS EN POSICIÓN VERTICAL
7.-	NEUTRALIZACIÓN DE AGUA DE DESECHO INDUSTRIAL	TURBULENTO	4-8
8.-	REACTOR TUBULAR PARA AUMENTAR LA SELECTIVIDAD	LAMINAR	10
9.-	DISPERSIÓN DE SISTEMAS EPOXICOS MULTICOMPONENTES	LAMINAR	10
10.-	MEZCLADO DE CONCRETO Y ARCILLA	LAMINAR	10
11.-	MANUFACTURA DE RECUBRIMIENTOS EN POLVO	LAMINAR	4-6
12.-	HOMOGENEIZACIÓN TÉRMICA Y DE COLOR EN PROCESO DE SOPLADO	LAMINAR	4-8



TABLA 4-8

Tipo de Flujo	Número de Módulos LPD	Número de Elementos ISG
Turbulento	1 con seis elementos	4
Laminar ( $\mu_p/\mu_m$ )		
0.1 A 1000	4 con seis elementos	10
1000 A 10000	6 con seis elementos	14
10000 A 1000000	8 con seis elementos	20

TABLA 4-9

Viscosidad (Cp)	K'
10	1.1
100	1.3
1000	1.5
5000	1.6

8.- Si la caída de presión correcta excede al valor permitido por el proceso, repetir los pasos anteriores con un diámetro mayor.

Método de diseño para tipos LPD y ISG en dispersión gas-líquido.

- 1.- El tipo de elemento recomendado para esta operación es el LPD.
- 2.- Calcular la caída de presión para cada fase asumiendo que cada una fluye sola en la unidad, usando el procedimiento anterior.
- 3.- Calcular el factor  $x$  que relaciona la caída de presión de ambas fases con la siguiente ecuación que es una versión simplificada de la correlación de Lockhart-Martinelli.

$$X = (\Delta P_L / \Delta P_G)^{1/2} \quad (4.2.5)$$

- 4.- Determinar el régimen de flujo para ambas fases evaluando los números de Reynolds usando los criterios del método anterior.
- 5.- Determinar el factor  $\phi$  con el valor de  $x$  y el régimen de flujo para ambas fases usando la gráfica 4-10. Esto es  $\phi_L$  y  $\phi_G$ .

6.- Calcular la caída de presión total con las siguientes ecuaciones:

$$\Delta P = \phi_L^2 \Delta P_L \quad (4.2.6)$$

$$\Delta P = \phi_G^2 \Delta P_G \quad (4.2.7)$$

- 7.- La media entre estas dos presiones es la caída de presión correcta.
- 8.- Obtener el número de elementos de la tabla 4.8
- 9.- Calcular la caída de presión por módulo multiplicando por el número de elementos.
- 10.- Si la caída de presión excede la permisible, repetir el procedimiento usando un diámetro mayor.

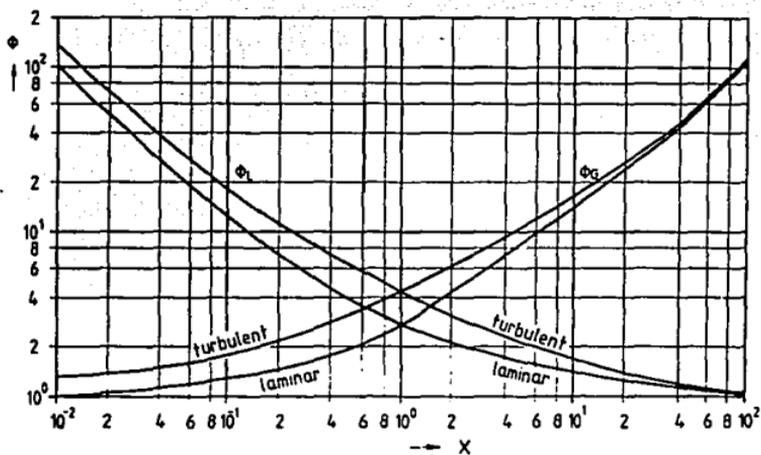


Fig 4-10

#### 4.4 MEZCLADORES TORAY.

- Método de Diseño del Hi-Mixer en mezclado líquido-líquido

1.- Especificar las propiedades gravedad específica y viscosidad de la mezcla, el flujo másico y la caída de presión permisible.

2.- Asumir que el diámetro nominal es igual al de línea.

3.- Calcular el número de Reynolds.

$$Re = \frac{d v \gamma}{\mu} \times 10^3 \quad (4.2.9)$$

4.- Si el número de Reynolds es menor de 1000 el flujo es laminar y si es mayor a 1000 es turbulento. De la tabla 4-11, con el número de Reynolds y el tipo de operación de mezclado, fijar el número de elementos estáticos recomendados.

5.- Si el número de Reynolds es menor a 0.1, calcular el factor de corrección ( $\alpha$ ) de la siguiente ecuación:

$$\alpha = \frac{2.2 \times 10^3}{Re} \quad (4.2.10)$$

Si el número de Reynolds es mayor a 0.1, obtener el factor  $\alpha$  de la gráfica 4-12.

6.- Calcular la caída de presión por elemento de la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \alpha \gamma \frac{V^2}{2g} \quad (4.2.11)$$

7.- Calcular la caída de presión total

$$\Delta P = \Delta P_u \times n \quad (4.2.12)$$

TABLA 4-11

PROCESO	RANGO Re	INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD	VELOCIDAD RECOMENDADA	NUMERO DE ELEMENTOS
Mezclado	Re < 1000	Independiente	0.3 - 3	2 - 12
líquido-líquido	Re > 1000	Aumenta le mezclado con el incremento de la velocidad.	2 - 5	4 - 30
Dispersión	Re > 10000	Abajo de la velocidad mínima, no es satisfactorio el mezclado.	1 - 4	3 - 5
líquido-líquido				
Disolución	Re > 10000	Identico al anterior	1 - 4	5 - 15
Dispersión	Re > 10000	Identico al anterior	0.5 - 3	3 - 10
gas-líquido				
Extracción	Re > 10000	Identico al anterior	0.5 - 4	5 - 30

Fig 4-12

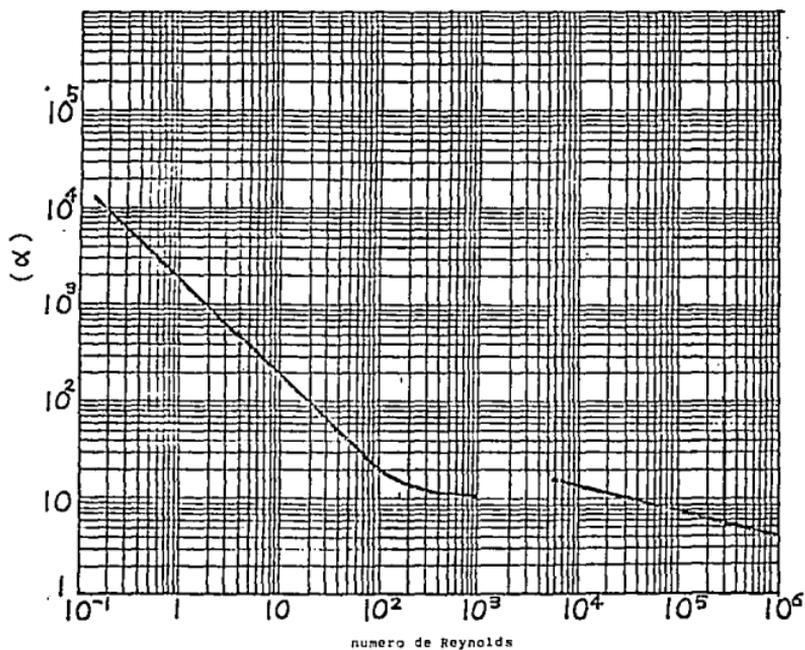


TABLE 4-13A

Nominal diameter d (mm)	Element length g (mm)	D (mm)			L (mm)
		Standard	Min.	Max.	
10	9.5	16.5	13	17	95
16	16	25	20	26	135
20	21	30	24	33	160
25	26	36	30	37	195
30	31	43	36	47	220
40	41	54	46	58	270
50	52	68	60	72	330
65	66	76	72	88	400
80	83	100	94	108	490
100	105	125	116	128	600

8.- Si la caída de presión calculada no está de acuerdo con la permisible, repetir los pasos anteriores con un diámetro mayor.

9.- La longitud del mezclador se obtiene de la siguiente ecuación donde la longitud de un elemento se encuentra en la tabla 4-13A.

$$L_m = nL_e \quad (4.2.12a)$$

#### 4.5 MEZCLADORES KOMAX.

- Método de diseño para mezclado líquido-líquido.

1.- Asumir que el diámetro del equipo es igual al de la línea.

2.- Calcular el número de Reynolds.

$$Re = 3157 \frac{Q S}{\mu D} \quad (4.2.13)$$

3.- Calcular la velocidad de la corriente dentro del mezclador

$$V = 0.408 \frac{Q}{D^2} \quad (4.2.14)$$

4.- Obtener el número de elementos estáticos requeridos de la gráfica fig. 4.13 con la velocidad y número de Reynolds calculados.

5.- Si el número de Reynolds es menor a 500 el flujo es laminar y la caída de presión se calcula con la siguiente ecuación.

$$\Delta P = 2.1 \times 10^{-4} \frac{Q \mu N}{D^3} \quad (4.2.15)$$

El factor C se obtiene con el diámetro nominal de la tabla 4-14

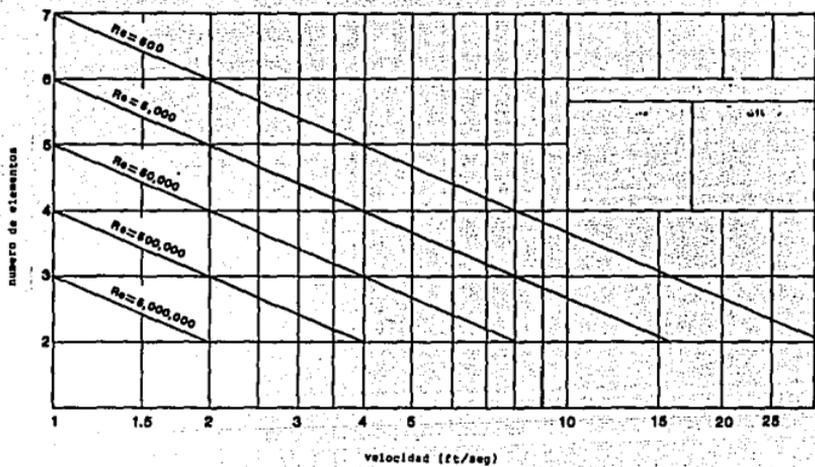


Fig 4-13

TABLA 4-14

DIAMETRO NOMINAL (in)	DIAMETRO INTERNO (in)	FACTOR C
3/4	.82	105
1	1.05	285
1 1/2	1.61	$1.34 \times 10^3$
2	2.07	$3.27 \times 10^3$
2 1/2	2.47	$6.60 \times 10^3$
3	3.07	$1.37 \times 10^4$
4	4.03	$4.00 \times 10^4$
6	6.07	$1.85 \times 10^5$
8	7.98	$5.20 \times 10^5$
10	10.02	$1.36 \times 10^6$
12	12.00	$2.88 \times 10^6$
14	13.25	$4.32 \times 10^6$
16	15.25	$7.69 \times 10^6$
18	17.25	$1.27 \times 10^7$
20	19.25	$2.00 \times 10^7$
22	21.25	$3.00 \times 10^7$
24	23.25	$4.33 \times 10^7$
26	25.25	$6.08 \times 10^7$
28	27.25	$8.29 \times 10^7$
30	29.25	$1.11 \times 10^8$
32	31.25	$1.46 \times 10^8$
34	33.25	$1.88 \times 10^8$
36	35.25	$2.39 \times 10^8$
38	37.25	$2.99 \times 10^8$
40	39.25	$3.71 \times 10^8$
42	41.25	$4.55 \times 10^8$
44	43.25	$5.52 \times 10^8$
46	45.25	$6.65 \times 10^8$
48	47.25	$7.94 \times 10^8$
54	53.25	$1.30 \times 10^9$
60	59.25	$2.01 \times 10^9$
66	65.25	$2.98 \times 10^9$
72	71.25	$4.28 \times 10^9$
84	83.25	$8.10 \times 10^9$
96	95.25	$1.41 \times 10^{10}$

6.- Si el número de Reynolds es mayor de 500 el flujo es turbulento y la caída de presión se calcula con la siguiente ecuación.

$$\Delta P = \frac{(N-1) Q^2 S \mu^{0.08}}{C} \quad (4.2.16)$$

7.- Si la caída de presión excede a la permisible, repetir el procedimiento usando un diámetro mayor.

8.- La potencia requerida se calcula de la siguiente ecuación.

$$HP = 5.83 \times 10^{-4} Q \Delta P \quad (4.2.17)$$

- Método de Diseño para Mezclado Gas-Gas.

1.- Asumir que el diámetro del equipo es igual al de línea.

2.- Para el mezclado de gases de 2 a 4 elementos son suficientes, si la velocidad es baja emplear el máximo de elemento y viceversa.

3.- Calcular la caída de presión de la siguiente ecuación, si esta es alta a la permisible, aumentar el diámetro y repetir el cálculo.

$$\Delta P = \frac{0.01 (N-1) W^2}{D^4 \rho_s} \left( \frac{14.7}{P+14.7} \right) \left( \frac{T+460}{520} \right) \quad (4.2.18)$$

#### 4.6 MEZCLADORES SULZER-KOCH.

- Método de Diseño para los Tipos SMV, SMX y SMXL en Mezclado Líquido-Líquido y Homogenización Térmica de Líquidos.

1.- Asumir que el diámetro (nominal) es igual al de la línea de proceso. Si no es posible, estimarlo de Q fijando una velocidad recomendada para el tipo de proceso en mezclado estático de la tabla 4-15 empleando la ecuación conocida.

TABLA 4-15

OPERACION DE MEZCLADO	VELOCIDAD RECOMENDADA
Dispersión llq-llq. 1000 micras	0.6
Dispersión llq-llq. 100 micras	1.5
Dispersión llq-llq. 10 micras	2.1 a 2.4
Dispersión multifásica	1.5 a 3.0
Deaeración	3.0
Blanqueado con cloro de pulpa	0.6 a 0.9
Mezclado líquido-líquido	0.3 a 1.5
Absorción gas líquido	0.4 a 1.0

$$D = \left( \frac{4Q}{V\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4.2.19)$$

2.- Calcular el número de Reynolds por medio de la siguiente ecuación.

$$Re = \frac{\rho v d_n}{\epsilon \mu} \quad (4.2.20)$$

Si el  $Re < 1000$  el flujo es laminar

Si el  $Re > 1000$  el flujo es turbulento

Los valores de  $E$  y  $d_h$  se obtienen de la tabla 4-16

3.- Con el tipo de flujo y operación de mezclado en cuestión seleccionar el tipo de elemento de mezclado estático recomendado, Tabla 4-21.

4.- Calcular la media aritmética  $\bar{x}$  con la siguiente ecuación.

$$\bar{X} = \frac{Q_1}{Q_1 + Q_2} \quad (4.2.21)$$

5.- Fijar el grado de mezclado  $\sigma/\bar{x}$  deseado por los elementos estáticos de acuerdo con los siguientes criterios de mezclado "completo".

Homegenización térmica de líquidos	0.010 - 0.020
Mezclado de líquidos miscibles de baja viscosidad.	0.050
Mezclado de líquidos miscibles de alta viscosidad	0.020
Mezclado de líquidos miscibles de alta y baja viscosidad	0.050

Fig 4-17

## SULZER-Mischer Typ SMV / SULZER Mixers Type SMV

DN	NPS	Mischrohre / Mixer pipes				Mischelemente Mixing elements			L <sub>tot</sub> (mm)							
		Edelstahl Stainless steel		C-Stahl Carbon steel		L <sub>E</sub>	Typ Type SMV-	Newton- Zahl Number	Elementzahl / Number of elements n <sub>E</sub>							
		D <sub>a</sub> x s mm	D mm	D <sub>a</sub> x s mm	D mm				2	3	4	5	6	7	8	
10	1/2	13,5x1,8	9,9	13,5x1,8	9,9	10	2	2,6	40	50	60	70	80	90	100	
10	3/8	17,2x1,8	13,6	17,2x1,8	13,6	10	2	3,6	40	50	60	70	80	90	100	
15	1/2	21,3x2,0	17,3	21,3x2,0	17,3	15	2	4,5	50	65	80	95	110	125	140	
20	1/2	26,9x2,3	22,3	26,9x2,3	22,3	20	4	2,1	70	90	110	130	150	170	190	
25	1	33,7x2,6	28,5	33,7x2,6	28,5	25	4	2,5	80	105	130	155	180	205	230	
32	1 1/2	42,4x2,6	37,2	42,4x2,6	37,2	40	8	2,9	110	150	190	230	270	310	350	
40	1 1/2	48,3x2,6	43,1	48,3x2,6	43,1	40	8	3,0	110	150	190	230	270	310	350	
50	2	60,3x2,9	54,5	60,3x2,9	54,5	50	12	2,2	140	190	240	290	340	390	440	
65	2 1/2	76,1x2,9	70,3	76,1x2,9	70,3	70	16	2,6	180	250	320	390	460	530	600	
80	3	88,9x3,2	82,5	88,9x3,2	82,5	80	16	2,5	210	290	370	450	530	610	690	
100	4	114,3x3,2	107,9	114,3x3,6	107,1	100	24	2,0	260	360	460	560	660	760	860	
150	6	168,3x3,2	161,9	168,3x4,5	159,3	90	38	1,9	240	330	420	510	600	690	780	
200	8	219,1x3,2	212,7	219,1x5,9	207,3	110	50	1,9	290	400	510	620	730	840	950	
250	10	273 x3,2	266,5	273 x6,3	260,3	140	63	1,9	350	490	630	770	910	1050	1090	
300	12	323,9x3,2	317,5	323,9x7,1	309,7	170	75	1,9	410	580	750	920	1090	1260	1430	

Fig 4-16

DN	NPS	Mischrohre / Mixer pipes				Länge Length		Mischelemente / Mixing elements																	
		Edelstahl Stainless steel		C-Stahl Carbon steel				SMV-2			SMV-4			SMV-8			SMV-16			SMV-32					
		D <sub>a</sub> x s mm	D mm	D <sub>a</sub> x s mm	D mm	L <sub>E</sub> mm	L <sub>tot</sub> mm	d <sub>h</sub>	E	Ne	d <sub>h</sub>	E	Ne	d <sub>h</sub>	E	Ne	d <sub>h</sub>	E	Ne	d <sub>h</sub>	E	Ne			
10	1/2	13,5x1,8	9,9	13,5x1,8	9,9	10	70	2,0	0,81	2,6															
10	3/8	17,2x1,8	13,6	17,2x1,8	13,6	10	70	2,0	0,91	3,6															
15	1/2	21,3x2,0	17,3	21,3x2,0	17,3	15	95	2,1	0,8	4,5															
20	1/2	26,9x2,3	22,3	26,9x2,3	22,3	20	130	2,1	0,8	5,8	5,0	0,87	2,1												
25	1	33,7x2,6	28,5	33,7x2,6	28,5	25	155	2,1	0,8	7,4	5,3	0,87	2,5												
32	1 1/2	42,4x2,6	37,2	42,4x2,6	37,2	40	130				5,7	0,86	3,4	6,7	0,82	2,9									
40	1 1/2	48,3x2,6	43,1	48,3x2,6	43,1	40	230				5,7	0,86	3,9	7,2	0,83	3,0									
50	2	60,3x2,9	54,5	60,3x2,9	54,5	50	290							6,7	0,81	4,3									
65	2 1/2	76,1x2,9	70,3	76,1x2,9	70,3	70	390							7,4	0,81	5,1	12,9	0,85	2,6						
80	3	88,9x3,2	82,5	88,9x3,2	82,5	80	450										7,5	0,81	5,9	15,0	0,87	2,5			
100	4	114,3x3,2	107,9	114,3x3,6	107,1	100	560													14,6	0,86	3,5			
150	6	168,3x3,2	161,9	168,3x4,5	159,3	150	810													15,7	0,9	4,5	30,4	0,93	2,2
200	8	219,1x3,2	212,7	219,1x5,9	207,3	200	1070													16,5	0,9	5,6	31,9	0,93	2,7

6.- Obtener la L/D del equipo con  $\bar{X}$  y  $\sigma/\bar{x}$  de la siguiente forma:

A) Definir las características de viscosidad de los líquidos con los siguientes criterios:

- Viscosidad del líquido > 100 Cp Alta viscosidad
- Viscosidad del líquido < 100 Cp Baja viscosidad

B) Si la relación de viscosidades  $\frac{\mu^2}{\mu^1} < 1000$  pasar al inciso C) o D).

Si la relación de viscosidades  $\frac{\mu^2}{\mu^1} > 1000$  se considera mezclado de

líquidos de alta-baja viscosidad y su L/D se obtiene de aplicar el inciso C) o D) más el E).

C) Si el flujo es laminar y fueron seleccionados elementos SMX o SMX-L emplear la tabla 4-18 para obtener la L/D del equipo.

D) Si el flujo es turbulento y fueron seleccionados elementos SMV, emplear la tabla 4-19 con  $\bar{x}$  y  $\pi/\bar{x}$  para obtener la L/D.

E) La L/D efectiva se obtiene aplicando la siguiente relación

$$L/Defec = L/D + a \log \frac{\mu^2}{\mu^1} \quad \mu^2 > \mu^1 \quad (4.2.22)$$

Para el tipo SMX a = 1

Para el tipo SMX-L a = 2

7.- Calcular la longitud total del equipo con el diámetro (D) y con ambos datos obtener el número de elementos de la tabla 4-17.

8.- Calcular la caída de presión con la siguiente ecuación.

$$\Delta P = f \frac{\rho V^2}{2E^2} \left( \frac{L}{dn} \right) \quad (4.2.23)$$

Fig 4-18

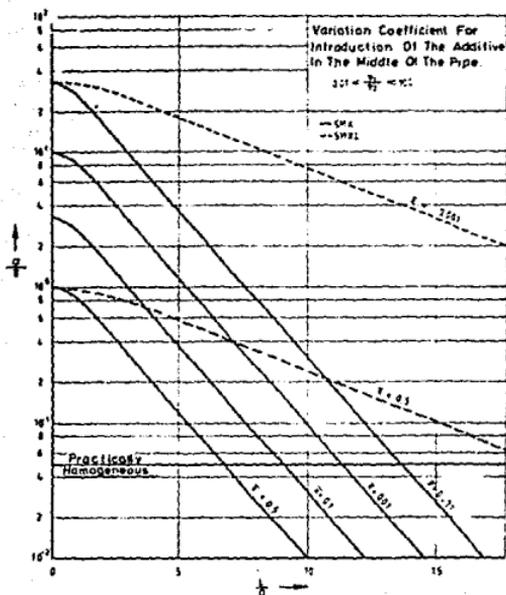
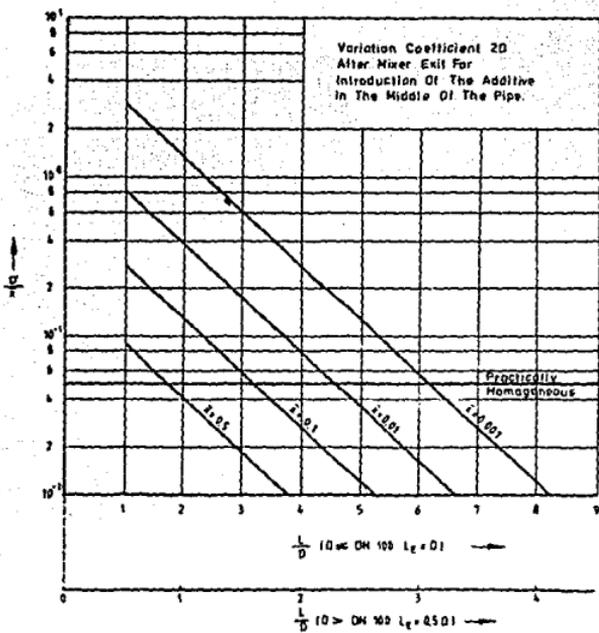


Fig 4-19



9.- Obtener el factor de fricción de Blasius de la gráfica 4-20.

10.- Si la caída de presión excede a la permisible, aumentar al diámetro inmediato nominal.

11.- Calcular la potencia con la siguiente ecuación.

$$HP = \Delta PQ \quad (4.2.24)$$

$$Q = Q_1 + Q_2 \quad (4.2.25)$$

- Método de Diseño del Tipo SMV en Absorción Gas-Líquido

1.- Se requiere como mínimo las siguientes condiciones del proceso; flujo del líquido, flujo del gas, concentración del gas a la entrada y a la salida del mezclador y los datos del equilibrio de la solubilidad del gas en el líquido a la temperatura y presión especificadas.

2.- Estimar un diámetro (nominal) tentativo del equipo fijando una velocidad recomendada de la tabla 4-15 empleando la ecuación 4.2.19.

3.- Para esta operación de mezclado se recomiendan los elementos estáticos SMV (ver tabla 4 - 21).

4.- Calcular las NTU's de la siguiente ecuación. Se asume que la presión no varía a través del equipo.

$$NTU = \frac{(C_{1i} - C_2)}{(C^* - C)_1 - (C^* - C)_2} \ln \frac{(C^* - C)_{1i}}{(C^* - C)_2} \quad (4.2.26)$$

5.- Calcular  $\phi$  de la siguiente ecuación:

$$\mu = \frac{Q_G}{Q_L + Q_G} \quad (4.2.27)$$

Fig 4-20

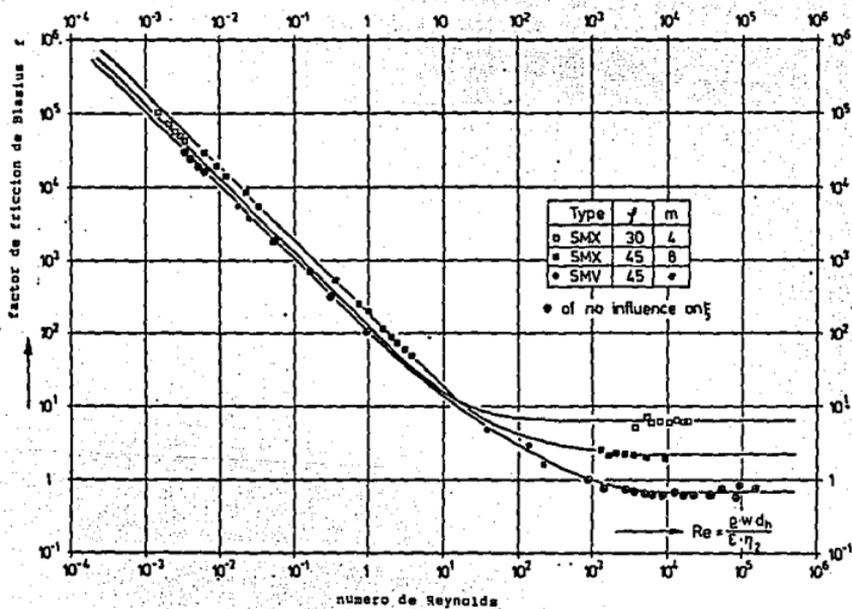


TABLA 4-21

SMV Y SMVL	Flujo Turbulento	Mezclado de Líquidos de baja viscosidad, de gases; absorción gas-líquido, extracción líquido-líquido, dispersión líquido-gas y líquido-líquido.
SMX	Flujo Laminar	Mezclado de líquidos de alta viscosidad y líquidos de alta diferencia de viscosidades; homogenización térmica de polímeros fundidos.
SMXL	Flujo Laminar y Flujo Turbulento	Intercambio de calor de líquidos viscosos
SMXL-B	Flujo Turbulento y Flujo Laminar	Mezclado de líquidos de baja viscosidad, tratamiento de agua y efluentes; intercambio de calor; mezclado de resinas de alta viscosidad que reaccionan.
SMXL-R	Flujo Laminar	Mezclado de suspensiones y disolución sólido-líquido.
SMF	Flujo Turbulento y Flujo Laminar	Blanqueado de pulpa con cloro; mezclado de sólidos.

6.- Con  $Q_L$  Y  $\phi$  obtener de la gráfica de NTU/m vs  $Q_L$  para un determinado diámetro nominal y clase de elemento SMV, el valor de NTU/m correspondiente. (Número de unidades de transferencia por metro). Para la clase de elemento SMV-16 con DN = 100 mm, consultar la gráfica 3-30 (Cap. III). Para otros diámetros y clases se deberá solicitar al fabricante dichas gráficas.

7.- Seleccionar la clase de elemento SMV con el diámetro nominal por medio de la gráfica 4 -16

8.- Obtener de la misma tabla 4 -16 la longitud del elemento estático SMV con el diámetro nominal.

9.- Calcular la longitud del equipo por medio de:

$$L_T = \frac{NTU}{NTU/m} \quad (4.2.28)$$

10.- Calcular el número de elementos por medio de:

$$N_E = \frac{L_T}{L_E} \quad (4.2.29)$$

Si no es un número entero redondearlo

11.- Calcular la caída de presión para cada fase de la ecuación 4.2.23

12.- Calcular el factor  $\bar{X}$  de la ecuación 4.2.5

13.- Determinar los números de Reynolds para cada fase y definir su régimen de flujo.

14.- Determinar el factor  $\phi$  de la gráfica 4-9 del método de Lochhart - Martinelli.

15.- Calcular la caída de presión para cada fase de las ecuaciones 4.2.6 y 4.2.7

16.- La mayor entre estas dos es la caída de presión correcta.

17.- Estimar la presión a la salida con :

$$P_2 = P_1 + \Delta P$$

18.- A la presión de salida obtener de la curva de equilibrio para el sistema de gas-líquido en cuestión su concentración de equilibrio.

19.- Calcular las NTU's para la presión a la salida con la ecuación 4.2.26.

20.- Volver a calcular la longitud total del equipo de acuerdo con el punto 9.

21.- Comparar con el obtenido en el punto 9

22.- Ejemplo de Aplicación.

Calcular el número de elementos Sulzer-Koch necesarios y la caída de presión para un proceso de oxigenación de agua potable que se realiza por medio de aire. Los flujos de agua y aire son  $Q_L = 23 \text{ m}^3/\text{hr.}$  y  $Q_V = \text{m}^3/\text{hr.}$ , la concentración de oxígeno a la entrada del mezclador es cero y se desea una concentración a la salida de  $6 \text{ mg O}_2/\text{lt.}$  El equipo operará a  $10^\circ\text{C}$  y la presión a la entrada del mezclador es de 1 bar.

De la tabla 4 - 15 se tomo como velocidad recomendada  $0.7 \text{ m/s}$  con lo que el diámetro nominal del equipo es:

$$D_t = \left( \frac{4 \times 23 \times 0.0002777}{3.1415 \times 0.7} \right)^{1/2} = 0.1078 \text{ m} ; \quad DN = 100\text{mm}$$

Las NTU's son:

$$NTU = \frac{6}{11.3 - 5.3} \ln \frac{11.3}{5.3} = 0.76$$

La fracción volumétrica de gas es:

$$\phi = \frac{10}{10+23} = 0.3030$$

De la tabla 4 - 16 para DN DE 100 mm. le corresponde la clase SMV-16.

De la gráfica 3 -30 para SMV-16, DN 100 mm,  $V_L = 0.7$  m/s y  $\phi = 0.3$

$$NTU/m = 1.25 \text{ m}^{-1}$$

De la tabla 4-6 para SMV-16 y DN 100 mm. la longitud de un elemento es:

$$L_R = 100 \text{ mm} \equiv 0.1 \text{ m.}$$

La longitud del equipo será:

$$L_T = \frac{0.76}{1.25} = 0.608$$

El número de elementos será:

$$N_R = \frac{0.608}{0.1} = 6.08 \approx 6 \text{ elementos}$$

La caída de presión para ambas fases son:

$$\Delta P_L = 0.095 \text{ bar y } \Delta P_g = 2.1 \times 10^{-5} \text{ bar}$$

El factor X es:

$$X = \left( \frac{0.095}{2.1 \times 10^{-5}} \right)^{0.5} = 67.26$$

Con  $x$  en la tabla 4-9  $\phi = 1.1$

La caída de presión es:

$$\Delta P = 1.1^2 \times 0.095 = 0.11495$$

La presión a la salida es:

$$P_2 = 1 + 0.115 = 1.115 \text{ bar}$$

Para esta presión la concentración de equilibrio es:

$$C_2 = 12.4 \text{ mg } O_2/\text{lt}$$

NTU's a la salida es:

$$NTU = \frac{6}{12.4 - 5.3} \ln \frac{12.4}{5.3} = 0.72$$

Con este dato la longitud del equipo es 0.57 m. para el cual corresponde 5.7 elementos que redondeado da 6 elementos como en el punto 9

### KOCH STATIC MIXING UNIT SPECIFICATION SHEET

Name \_\_\_\_\_ Title \_\_\_\_\_ Tel. \_\_\_\_\_  
 Company \_\_\_\_\_ Street \_\_\_\_\_  
 City \_\_\_\_\_ State \_\_\_\_\_ Zip \_\_\_\_\_  
 Date \_\_\_\_\_ Date Quotation Required \_\_\_\_\_

#### I. PROCESS DATA

- Application Description: \_\_\_\_\_

Component	1	2	3	4	Mixture
Fluid Name					
Flow Rate	min.				
	norm.				
	max.				
Viscosity					
Density					
Temperature					
Pressure					

- Maximum allowable pressure drop across mixer (psi or inches of water): \_\_\_\_\_
- Flow direction
  - Horizontal
  - Upward vertical flow
  - Downward vertical flow
- Does pipe run full with liquid?  YES  NO

#### II. MECHANICAL DESIGN DATA:

- Round pipe  Rectangular housing configuration
- Design Pressure \_\_\_\_\_ Design Temperature \_\_\_\_\_
- Existing or Preferred Pipe Diameter \_\_\_\_\_ Maximum Length Available \_\_\_\_\_
- Removable Elements Required?  YES  NO
- Housing Schedule (thickness) Required?  Sch. 40  Sch. 80  Other \_\_\_\_\_
- Is Lined Pipe Required?  NO  YES: Lining Material \_\_\_\_\_
- End Connections:
  - Plain ends  Flanged; Rating: \_\_\_\_\_
  - Sparger required  Threaded ends  Type: \_\_\_\_\_
  - Jacketed for heating/cooling  Ends prepared for welding  Other end connections: \_\_\_\_\_
- Materials of Construction
  - Elements \_\_\_\_\_ Pipe \_\_\_\_\_ Flanges \_\_\_\_\_

Koch static mixing elements, housings, and end connections are available in most metals and plastics. Common materials of construction include carbon and stainless steels, Monel, Alloy 20, titanium, Hastelloy, polyethylene, polypropylene, FRP, Teflon, Kynar, and other special materials.

FLOW SHEET, COMMENTS, SPECIAL REQUIREMENTS:

# Kenics Static Mixers

Kenics Static Mixers

Chembeer, Inc.  
125 Flagship Drive  
North Andover, MA 01845  
Phone (508) 687-0101  
FAX: (508) 687-8500  
Telex: 947-159

## STATIC MIXER DATA SHEET

Company \_\_\_\_\_ Date \_\_\_\_\_  
Name \_\_\_\_\_ Title \_\_\_\_\_  
Address \_\_\_\_\_ Phone \_\_\_\_\_  
Project identification \_\_\_\_\_ Fax \_\_\_\_\_

### PROCESS DATA

Process description: \_\_\_\_\_

Quantity: \_\_\_\_\_

Component name	Units	1	2	3	4	TOTAL
State (liq/gas)	-----					
Flow rate						
Viscosity						
Spec. Grav.						
Pressure						
Temperature						

Existing line size \_\_\_\_\_ End configuration \_\_\_\_\_

Pressure drop allowed \_\_\_\_\_ Length restrictions \_\_\_\_\_

Materials of construction \_\_\_\_\_

Special requirements \_\_\_\_\_

Dispersions: interfacial tension \_\_\_\_\_ Required drop size \_\_\_\_\_

Design: Pressure \_\_\_\_\_ Temperature \_\_\_\_\_

SKETCH

**MOTIONLESS MIXERS**

**REQUEST FOR QUOTATION**

Date \_\_\_\_\_

Name \_\_\_\_\_ Title \_\_\_\_\_

Company \_\_\_\_\_ Division \_\_\_\_\_

Street \_\_\_\_\_ Phone \_\_\_\_\_ Ext. \_\_\_\_\_

City \_\_\_\_\_ State \_\_\_\_\_ Zip \_\_\_\_\_

Komax Representative \_\_\_\_\_ Sales Engineer \_\_\_\_\_

Telephone \_\_\_\_\_

MATERIAL NAME	1	2	3	4
FLOW RATE SPECIFY UNITS				
VISCOSITY \$ UNITS				
TEMPERATURE IN °C or °F				
DENSITY				
PARTICLE SIZE FOR SOLIDS				

Existing/Preferred Pipe Diameter \_\_\_\_\_ Schedule \_\_\_\_\_

Removable Elements? Yes \_\_\_\_\_ No \_\_\_\_\_

Material of Construction \_\_\_\_\_ End Fittings \_\_\_\_\_

Maximum Operating Pressure \_\_\_\_\_ P.S.I.

Maximum Pressure Drop Allowable \_\_\_\_\_ P.S.I.

Describe the Process \_\_\_\_\_

## CAPITULO V

### APLICACIONES INDUSTRIALES DEL MEZCLADO ESTÁTICO EN LINEA

#### 5.1 INTRODUCCION.

El primer caso de aplicación práctica del mezclado estático fue la aspersión de un recubrimiento epóxi-asfáltico para el pavimento de autopistas donde el mezclado de los dos productos requería ser realizado previamente, el mezclado estático pareció ser el sistema hecho a la medida para que los nuevos productos poliméricos obtenidos a partir de la reacción de dos o más componentes pudieran ser aplicados en delgadas capas uniformes en la década de los 50's.

Su éxito que hizo posible tal aplicación captó la atención de los especialistas quienes comenzaron a emplearlo en áreas donde también prometía potenciales resultados. Pattison (47) publicó un artículo de carácter informativo donde cita que la primer patente para mezcladores estáticos en-línea la obtuvieron las compañías Dow Badische Co. y America Enka Corp., ambas del ramo textil quienes en la búsqueda de mejorar la producción de fibras sintéticas usaron el concepto del mezclado estático para desarrollar sus propios elementos estáticos combinándolos con el proceso de extrusión de fabricación de la fibra, con lo cual lograron aumentar la producción y reducir costos haciendo a la fibra sintética muy competitiva.

También informo que los primeros diseños patentados y comercializados fueron los elementos Kenics estándar e ISG. Ocho años después Rosenweig (58) notifico en 1977 de los principales avances del mezclado estático en cuatro ramas industriales específicas; tratamiento de agua, plásticos, refinación del petróleo e hidrometalúrgica. Además, subraya que debido a sus principales cualidades; perfiles de temperatura y tiempos de residencia uniformes, varias compañías mantuvieron programas experimentales para implementarlo como reactor.

En éste capítulo presentamos un resumen de las operaciones industriales específicas en las cuales el mezclado estático ha sido y está siendo empleado, convirtiéndose algunas de ellas en aplicaciones clásicas

## 5.2 INDUSTRIA PETROLERA

### 5.2.1 Desalinación de Crudo.

Un mezclador estático en-línea está siendo usado para extraer la sal (NaCl) que contiene el petróleo crudo antes de su destilación. Un mezclador con elementos Komax fue instalado par desalinizar 150000 barriles por día. El petróleo crudo que utiliza como materia prima la refinería de la compañía Shell en California, es una mezcla del crudo local (Texas), del importado de Alaska e Indonesia, con un contenido medio de sal.

En los últimos años esta refinería usaba una válvula de mezclado tipo globo con agua para separar la sal. El crudo se calentaba a 300°F, se mezclaba con 5% de agua a temperatura ambiente y se alimentaba al desalinador. Además, se necesitaba de un tratamiento químico y electrostático adicional para remover la solución salina. La caída de presión en la válvula de mezclado era comúnmente de 10 psi. Sin embargo, cuando se trató procesar crudo nafténico pesado (14° API), la mezcla crudo-agua formó una emulsión estable en el desalinador.

Se identificaron varios problemas los que contribuían a la estabilización de la emulsión. Uno fue los altos esfuerzos cortantes producidos en la válvula. Para poder procesar dicho crudo pesado se necesitó hacer varias modificaciones, la primera fue reemplazar la válvula de mezclado por un mezclador estático, pues ofrecía mantener un buen contacto crudo/agua, y así una alta extracción de sal sin generar altos esfuerzos.

El equipo fue instalado en posición vertical corriente arriba de la Té donde el agua se une al crudo. El nuevo desalinador se operó con crudo nafténico de 14° y 22° API, obteniéndose un efluente con menos del 5% de petróleo crudo y la extracción de sal se incrementó.

La tabla 5.1 resume los datos obtenidos para ambos sistemas de mezclado. Con el mezclador estático se extrajo entre 5 y el 10% más sal que con la válvula, por consiguiente, menos HC1 fue generado en el horno de calentamiento del crudo demandando menos amoníaco la corriente sobrecalentada previniendo una menor corrosión en líneas y equipos.

Por último, el mezclador funcionó satisfactoriamente a velocidades por debajo del 35% de su capacidad de diseño y la caída de presión debido a los elementos estáticos decreció de 10 a 1.5 psi, pudiéndose recuperar su inversión en el primer año de operación por el ahorro en el consumo de potencia que representó su instalación.

### 5.2.2. Transporte de Gas Natural

La Compañía Komax Systems reportó (25) el uso de equipos en el control de la corrosión en líneas de transporte de gas natural. El gas natural obtenido de los pozos petroleros contiene cierta cantidad de condensados líquidos que son también conducidos con el gas a través de los enormes gasoductos, siendo algunos de estos condensados corrosivos.

Para proteger y aumentar la vida útil de las líneas frecuentemente se aplican procedimientos preventivos, los cuales deben ser inyectados para neutralizar los agentes corrosivos. La naturaleza y cantidad de los agentes corrosivos de la corriente deben ser determinados por análisis.

Normalmente, son arrastradas pequeñas esferas a través de la línea desde la plataforma de producción hasta la planta de tratamiento para mejorar el flujo del condensado, los cuales son colectados en un loop acumulador. El líquido rápidamente se separa en diversos estratos, haciendo imposible obtener una muestra representativa de su composición en un análisis químico.

**TABLA 5.1**

	SAL ALIMENT.	SAL DESCAR.	% EXTRAÍDO
Válvula de Mezclado 90 000 b/d 22° API	42	4.4	89
Mezclador Estático 90 000 b/d 22° API	41	1.6	96
45 000 b/d 14° API	43	1.4	97

Estos líquidos podrían ser almacenados en un gran tanque con un agitador para mantenerlos mezclados homogéneamente. Sin embargo, la estación de compresión de la Compañía Exxon, localizada a 4 millas de la costa sobre el Golfo de México, está en una zona de alto riesgo de inundaciones por huracanes, por lo que la estructura debe tener 15 pies arriba del nivel de inundación y tal estructura resultaría ser muy costosa.

El loop acumulador tiene una longitud de milla y media y 30 in de diámetro localizado subterráneamente con una capacidad de 6000 barriles de condensados por día y resuelve los problemas de costosas instalaciones, pero resultaba imposible tomar muestras representativas de una y media millas de condensados estratificados.

La instalación de un mezclador estático permitió mezclar eficientemente los líquidos estratificados, los cuales tuvieron una amplia variedad de gravedades específicas obteniéndose buenas dispersiones con muestras representativas de la composición que facilitaron el análisis del líquido acumulado, con lo que se pudo determinar cuales y cuantos agentes corrosivos estaban presentes y con cuales y cuantos agentes neutralizantes se requirió. Se instaló corriente abajo del loop acumulador y requirieron para esta operación un mezclador de 20 in con tres elementos y 95 in de longitud.

### 5.2.3 Explotación de Pozos Petroleros.

Komax Systems reportó (24) otro uso de sus equipos en el auxilio de la medición de la producción para determinar la cantidad de petróleo que se suministra por bombeo a las refinerías. El vapor y el agua son empleados para ayudar en la extracción de petróleo de las distintas capas geológicas, el grueso del volumen bombeado puede en ocasiones consistir de más del 50% de agua.

Con frecuencia, los instrumentos de medición no indican con precisión el porcentaje de burbujas de petróleo con tales composiciones de la mezcla. Más aún, cuando el petróleo es pesado, cuya gravedad específica es cercana a la del agua y la corriente de vapor produce temperaturas de 150° a 200°F, se forma una emulsión muy estable, con pequeñas burbujas de agua y petróleo que es difícil separar.

Aditivos en forma líquida son añadidos a la corriente extraída del pozo para reducir el contenido de agua por abajo del 50% y requieren tener un contacto efectivo con el agua de la emulsión para llevar a cabo eficientemente su función.

Se han usado distintos sistemas para el mezclado de estos aditivos junto con las Unidades de Medición Automática de Pozos (AWT's), entre los que están un mezclador mecánico y mezclador in-haus, sin tener un resultado satisfactorio, pues en ocasiones, no han promovido la reducción del nivel de agua a pesar de los aditivos.

La compañía Komax desarrolló pruebas experimentales con sus mezcladores estáticos encontrando un sustancial mejoramiento de la exactitud de las mediciones por las unidades AWT's.

Ellos observaron, que el mezclado turbulento que desarrolla su equipo produjo una dispersión de burbujas de agua más finas, con lo que aumento el contacto con los aditivos, reduciendo el contenido de agua por abajo del 50% y aumentando la exactitud de las mediciones de contenido de petróleo y reduciendo en un 20% el consumo de aditivos.

Ellos aseguran que varias compañías petroleras han solicitado los instrumentos de medición especificados con sus mezcladores estáticos . Monson reportó el mismo uso de los mezcladores estáticos para la medición del contenido de petróleo comprado por la Refinería Huntway Refining Co., quienes antes de 1982, tuvieron que adquirir el crudo en pipas cisternas, ya que el suministro por oleoducto exigía tener un sistema de medición altamente confiable, el cual no poseían.

Dicho tipo de suministro implicó un costo más caro, por lo que con la aparición de los sistemas integrados con los mezcladores estáticos, les permitió cambiar al suministro por tubería, permitiéndoles obtener un ahorro en el precio del crudo, tiempos de entrega inmediatos y composición más exacta, permitiéndoles seleccionar las condiciones de operación óptimas para procesarlo.

El sistema de medición adquirido ACT (Automatic Custody Transfer), integró un mezclador estático Komax para homogeneizar el petróleo con el agua y sedimentos y dar muestras representativas que por análisis cuantitativo fueron evaluadas.

#### 5.2.4 Explotación de Pozos de Gas.

Mutsaflis (76) describió el uso de mezcladores Sulzer-Koch en la extracción de gas natural en pozos de baja presión por la compañía Amoco. El gas natural fluye a través de un tubo envainado arrastrando líquidos condensados, los cuales se dirigen hacia la salida del pozo.

Si la caída de presión es baja el condensado gradualmente se acumulará en el tubo envainado formando masas de líquidos las cuales obstruyen el flujo de gas reduciendo la producción y eventualmente forzando a pararla. Para mejorar este costoso problema han utilizado una técnica auxiliar que consiste en bombear espuma química. Esta se mezcla con el gas y los condensados y fluyen hacia arriba reduciendo la acumulación de condensados pero, la operación aún era intermitente debido a la imperfecta dispersión consiguiendo solo aumentar los tiempos de producción de una a dos horas por tres de paro.

Obviamente el uso de un mezclador prometía una producción continua, sin embargo, su selección se les dificultó por el tamaño de tubería empleado en el pozo de 1.5 in. y la longitud de 4000 ft., por abajo de la superficie.

El mezclador estático prometió ser la única esperanza y la compañía Amoco decidió desarrollar un conjunto de pruebas piloto empleando mezcladores Sulzer-Koch. Dichas pruebas se llevaron en el pozo 3 del campo Wattenberg, cuya producción era de 200 000 ft<sup>3</sup>/día. Dos unidades fueron insertadas en el tubo envainado, uno en el punto de recolección y el otro a 500 ft arriba del primero.

Las dimensiones de los equipos fueron de 1-3/8 in. de diámetro por 7 in. de longitud. Los resultados fueron muy buenos pues consiguieron pasar de una producción intermitente a una producción continua y fueron instalados más equipos a dos pozos más.

#### 5.2.5 Producción de Lubricantes.

Mutsakis (76) publicó otro uso del mezclado estático en la producción de lubricantes en un breve artículo. La compañía Shell Oil Co., usó durante muchos años varios mezcladores mecánicos para el mezclado de aditivos y el ajuste de la viscosidad del producto final.

La búsqueda de mejorar esta etapa de la producción llevó a la dirección de la compañía a implementar un sistema moderno capaz de pasar de las operaciones batch a uno continuo que incrementó la producción, este consistió de siete tanques de componentes base fig. 5-1 y seis tanques de aditivos cada uno con sus bombas conectados a un cabezal y uniéndose a la entrada de un mezclador Sulzer-Koch y de ahí se almacena en tanques para su envasado final, además, incorporó instrumentación sobre las líneas y control digital, con lo cual se redujo a un mínimo el personal.

El sistema les permitió tener una producción de hasta 400 GPM, y manejar viscosidades de 1000 SSU a 15000 SSU. Este nuevo sistema donde el mezclador estático juega el papel clave para mezclar los lubricantes base de distinta viscosidad y los aditivos (anticorrosivos, antihumectantes, etc.), redujo los costos de operación, mantenimiento, requirió menos espacio y redujo los riesgos potenciales de incendio y la inversión fue la mitad del sistema con tanques agitados.

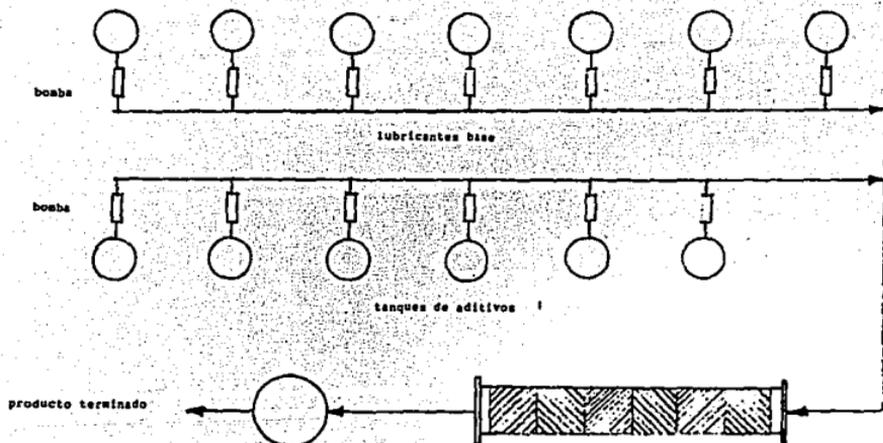


Fig 5-1

## 5.2.6 Endulzamiento de Turbosina.

Pemex comenzó a incorporar el último avance tecnológico en el proceso de endulzamiento de turbosina en 1993 con la construcción de una planta en la Refinería de Cadereyta, Nuevo León, la cual, emplea como equipo clave del mismo, mezcladores estáticos en-línea para dispersar las soluciones cáusticas con la turbosina permitiendo la reacción y extracción del ácido sulfhídrico y de los mercaptanos.

Este nuevo proceso denominado IMP-OXIMER, ha ofrecido las ventajas de aumentar la capacidad de producción con una disminución de la inversión y un mejoramiento de la calidad de la turbosina con un contenido máximo de 30 ppm de mercaptanos y 0% de ácido Sulfhídrico. La fig. 5-1A ilustra el diagrama de flujo de este proceso.

La turbosina es abastecida de la sección de destilación primaria, la cual primeramente se pasa a través de un filtro de canasta para eliminar basura y partículas para luego ser mezclada con una corriente de recirculación de sosa cáustica al 4% e introducida por el fondo al mezclador estático de prelavado, el mezclador es del tipo Sulzer-Koch con elementos SMV, en este equipo el ácido sulfhídrico es extraído de la turbosina.

La corriente efluente se envía al separador de prelavado donde la solución de sosa como fase pesada se saca por el fondo por medio de una bomba para recircularse el mezclador de prelavado, la turbosina como fase ligera se succiona por la parte superior del recipiente y es enviada al mezclador estático de endulzamiento.

La corriente de turbosina es mezclada con otra de recirculación de solución de sosa al 14% y una catalizador de ftalocianina de cobalto en 250 ppm de concentración, así también, una corriente de aire es inyectada para proporcionar oxígeno por medio de un compresor, las tres corrientes son dispersadas en el mezclador donde son eliminados la mayor parte de los mercaptanos por medio de una reacción de oxidación que los convierte en disulfuros.

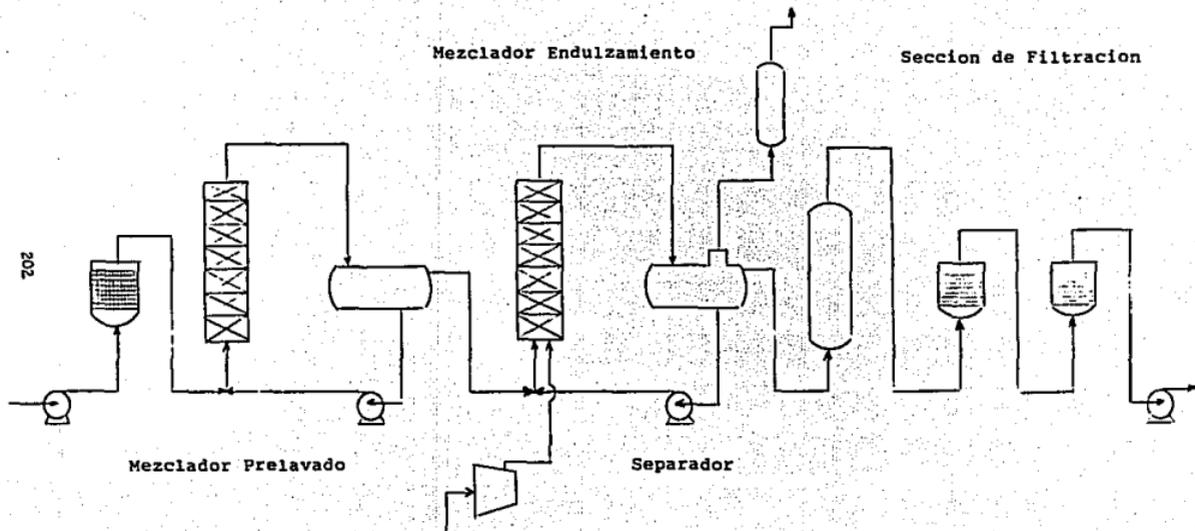


Fig 5-1A

La corriente efluente de este mezclador de endulzamiento, se envía al separador de endulzamiento, ahí la solución de sosa sale por el fondo y es recirculada a la alimentación del mezclador, el aire en exceso se desfoga por la capucha superior hacia un lavador de agua para luego ser descargado a la atmósfera y la turbosina es succionada por medio de una bomba y enviada a la sección de post-tratamiento.

La corriente de turbosina libre de ácido sulfhídrico y mepcaptanos se introduce a un lavador de agua donde se elimina sosa arrastrada y en seguida se hace pasar a través de un filtro de arena, en el cual son retenidos compuestos surfactantes, sosa remanente y agua, por último, la turbosina es alimentada a un filtro de arcilla, el cual retiene el catalizador que le confiere un color azulado para finalmente salir de éste incolora y transparente, de ahí es enviada a los tanques de almacenamiento.

### **5.3 TRATAMIENTO DE AGUA**

#### **5.3.1 Aereación.**

Oldshue (45) en su capítulo sobre mezclado en-línea describe el uso del mezclador Kenics en la etapa de aereación en el proceso de tratamiento de agua potable o residual. Este autor afirma que ha sido usados diversos tipos de mecanismos como aereadores en el tratamiento de agua entre los que cita a los de superficie mecánica, de turbina sumergida y a los difusores de burbuja fina, y que los mezcladores estáticos se han incorporado a éste conjunto.

La fig. 5-2 ilustra el diseño del mezclador Kenics como aereador desarrollado por la compañía Chemineer, Inc. Este se forma de un mezclador Kenics estándar, el cual promueve el mezclado entre el líquido y el aire localizado al centro de un recipiente cilíndrico en posición vertical, por el fondo a la entrada del mezclador el aire es alimentado por medio de un soplador a través de varios inyectores, el líquido ocupa el 80% de volumen del recipiente quedando el mezclador sumergido dentro de éste, cuando el aire entra a la primera etapa formada por un elemento, el movimiento del líquido se induce por transferencia de momentum que comunica el flujo de aire al líquido dentro del cuerpo del mezclador que a la vez va generando burbujas más finas para permitir la absorción del oxígeno dentro del agua. Los patrones de flujo son iguales al mezclado Jet con eductor.

Su eficiencia es cuantificada por mediciones de la capacidad de absorción de oxígeno empleando el método de la reacción en estado no permanente. La fig. 5-3 muestra el proceso general del tratamiento de agua e ilustra los distintos usos del mezclado estático dentro de éste y que a continuación describimos.

### 5.3.2 Floculación.

Komax Systems (77) publicó en un breve artículo el uso de sus mezcladores entre los aditivos químicos para promover la floculación y el agua de ríos en el proceso de tratamiento de agua, Fig. 5-3. Ellos reportan que la planta de tratamiento de agua del distrito de Ramona en California (USA) presentó problemas de operación en los meses de sequía, haciéndose crítico en los años cuando ésta es muy severa, ya que el mezclado de los aditivos químicos era suficiente con el proporcionado por la turbina del tanque clarificador cuando el flujo de alimentación de la presa Sutherland estaba entre 5 y 8 millones de galones por día.

Cuando el flujo caía por abajo de este rango dicha técnica de mezclado fue inadecuada, pues cuando la velocidad de la turbina se reducía, el mezclado era poco e insuficiente y, cuando se aumentaba se provocó levantamiento del sedimento del fondo del tanque aumentando la turbidez del agua.

Las autoridades realizaron un estudio contemplando tres tipos de mezcladores para solucionar el problema con bajos flujos de agua, el primero fue un mezclador in-house, tipo orificio el cual demandó una bomba suplementaria, el segundo fue un mezclador en línea convencional cuyos costos de adquisición, operación y mantenimiento los hicieron prohibitivos, y el tercero fue mezclador estático tipo Komax.

Los dos primeras alternativas no fueron factibles aún cuando su empleo se especificaba solo durante los períodos de sequía, pues es imposible predecir la duración y severidad de éstas. Un mezclador estático Komax en dos etapas fue seleccionado e instalado para solucionar el problema, su diámetro fue de 18 in. con dos boquillas especiales por donde son inyectados los aditivos químicos.

Estos son añadidos en cada una de las dos etapas, en la primera formada por dos elementos de mezclado, se inyecta sulfato de aluminio y cloro, y en la segunda formada por tres elementos, se inyecta un polímero catiónico diluido y carbón, en ésta segunda etapa todos los aditivos hacen contacto facilitando en mayor mezclado de sulfato de aluminio sobre el polímero para un óptimo contacto de la floculación.

Un medidor de flujo fue colocado a un metro delante del equipo para que automáticamente fije la velocidad de alimentación de la bomba de aditivos químicos. Después la corriente de agua libre de turbidez es enviada a la etapa de aereación. Ellos también reportan que con la instalación del equipo estático aumentó la capacidad de mezclado y por tanto la calidad de la floculación mejoró, así también, el rango de flujo de agua capaz de tratar óptimamente se amplió a 2 y 8 millones de galones por día. Un ahorro de energía del 75% con un mejor costo por litro a los consumidores de la localidad.

En la revista *Water/Engineering & Management* (71), apareció otro artículo sobre la misma aplicación industrial descrita anteriormente. A causa del crecimiento poblacional, la planta de tratamiento de agua Val Vista que abastece a las ciudades de Pheonix y Mesa en el estado de Arizona (USA) necesitó implementar un programa para aumentar la capacidad de la planta de 80 a 140 millones de galones por día en 1982.

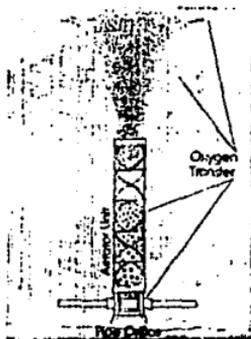


Fig 5-2

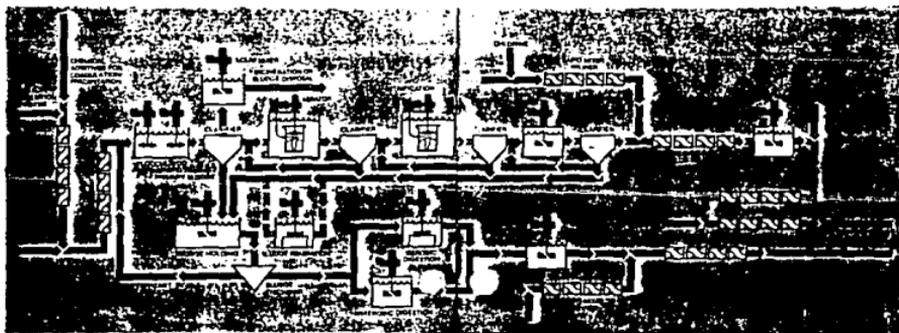


Fig 5-3

El éxito de las plantas de Ramona y Eugene (Oregon) en 1978 y 1980 influyó determinadamente para que desde el principio del proyecto se especificará la instalación de mezcladores estáticos. El suministro de agua se obtiene de la cuenca del río Salt y del Río Verde cuya captitud normalmente es buena, en los 5 últimos años, la turbidez tuvo un valor promedio de 10 NTU's (Nephelometric Turbidity Units). Sin embargo, en algunas ocasiones cuando escasearon las lluvias el índice de turbidez fue alto de 8000 NTU's, los períodos oscilaron entre 24 hrs. y dos meses con esos niveles.

El proceso de tratamiento consiste primeramente en pasar la corriente de alimentación del río a través de una malla para conducirla a un filtro de arena cuyo flujo se hace por gravedad, 15 minutos tarda el agua en pasar dicho filtro donde basura y lodo es retenido y removido por un rastrillo.

De ahí el agua es bombeada a un separador centrífugo sólido/líquido. La siguiente operación es una presedimentación donde el tiempo de residencia del agua es de 1.5 hrs y se deja que precipiten partículas, para luego enviarlas a los tanques de floculación. Sulfato de aluminio y cloro son continuamente añadidos a la corriente entre la presedimentación y la floculación, los cuales son mezclados en dos mezcladores mecánicos de 7.5 hp.

Es en este punto del proceso donde se decidió sustituirlos por un mezclador estático. El diseño especificó un mezclador de sección rectangular de 8ft<sup>2</sup> y 20ft de largo y con una caída de presión máxima de 1 psi/2ft y un tiempo efectivo de mezclado de 5 segundos para el flujo de 140 mgd.

Después de pasar la corriente por éste mezclador, se envía al tanque de floculación donde el agua y los aditivos químicos están en contacto durante 35 minutos en un medio bien homogeneizado permitiendo el crecimiento de los floculos que precipitan en el fondo del tanque, por último, el agua es pasada a través de un filtro de antracita y arena sílica para luego ser enviada al sistema de distribución urbana.

De acuerdo a los costos preliminares obtenidos en los primeros siete meses de servicio, la instalación del mezclador estático significó el ahorro de 75 hp que convertidos a dinero de acuerdo al costo unitario de energía (7 c/kw-h) durante un año fue, 64 000 dólares.

## **5.4 GENERACION DE ENERGIA.**

### **5.4.1 Tratamiento de Agua de Caldera.**

La revista Chemical Processing (78) notificó brevemente el uso de los mezcladores estáticos en el tratamiento de agua de caldera para la generación de vapor en las plantas termoeléctricas. La compañía Applied Energy Incorporated, genera un potencial de 24 megawatts cuya turbina consume 210 000 lb/hr de vapor.

Para mantener el nivel requerido de pH de 8.0 a 9.5 del agua de alimentación a las calderas se utiliza un aditivo amínico, el cual debe ser mezclado. Esta compañía ha estado usando un mezclador estático en línea para efectuar dicha operación en forma continua. El proceso requiere que el agua de caldera sea desmineralizada y luego alcalinizada con un aditivo amínico el cual se inyecta a la entrada del mezclado estático para homogeneizarlo por medio de éste en la corriente, para luego ser deareada en un equipo que remueve los gases dispersos para finalmente alimentarla a las calderas.

Ellos aseguran que la eficiencia de mezclado del aditivo es crítico, ya que la producción de vapor puede variar por un factor de 3, y el flujo del aditivo es solo cerca de 0.02 gpm ó 0.005% del flujo de agua. La fluctuación en la producción de vapor, más el flujo extremadamente bajo del aditivo, coloca la operación de mezclado en un posición importante y delicada, la cual el equipo estático la ha estado ejecutando excelentemente.

## **5.5 INDUSTRIA DEL PLASTICO.**

### **5.5.1 Extrucción e Inyección de Plásticos.**

Chen (10) presentó un artículo sobre la aplicación del mezclado estático en los procesos de extrucción e inyección de plásticos para producir piezas sólidas de distintas geometrías y propiedades. Estos procesos incluyen fundamentalmente dos operaciones básicas; mezclado y fusión.

La composición de un plástico se forma de la mezcla de varios componentes entre los más frecuentes están; minerales inorgánicos, antioxidantes, colorantes, pigmentos, estabilizadores a la luz y calor, platificantes y principalmente el polímero.

Estos productos deben ser perfectamente homogeneizados durante el proceso para producir una pieza de composición homogénea. Para generar una pieza de determinada geometría, se funde el polímero junto con los demás componentes para darle la forma deseada y posteriormente enfriarlo para mantenerla.

Los polímeros empleados en estos procesos son los termoplásticos y durante el procesamiento se han presentado problemas a causa de las desuniformidades de presión y temperatura, las cuales redundan en la calidad del producto o en la generación de desperdicio.

Las desuniformidades térmicas se deben a las altas viscosidades y las bajas conductividades térmicas de los polímeros y se manifiestan en las perfiles de velocidad y temperatura, fig. 5-4, a lo largo del radio del conducto de flujo.

El peligro de los altos gradientes de temperatura que alcance las temperaturas de degradación de los polímeros provocando burbujas, amarillamiento, entre otros.

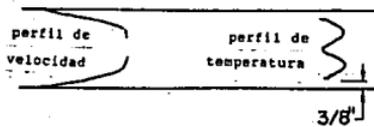


Fig 5-4

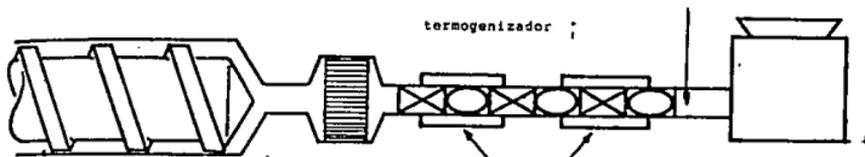


Fig 5-5

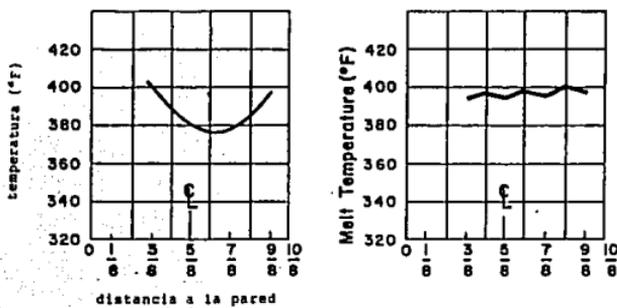


Fig 5-6

TABLA 5-5A

N. Elementos	$\Delta P$ (lb/in <sup>2</sup> )	Flujo (lb/hr)
Resina ABS		
4.....	75.....	10.7
4.....	115.....	15.5
4.....	150.....	28.9
3.....	68.....	10.7
3.....	101.....	15.5
3.....	141.....	28.9
2.....	60.....	10.7
2.....	97.....	15.5
2.....	136.....	28.9
Polipropileno		
4.....	48.....	4.43
4.....	60.....	6.06
4.....	77.....	7.79
3.....	34.....	4.43
3.....	42.....	6.06
3.....	60.....	7.79
2.....	24.....	4.43
2.....	36.....	6.06
2.....	44.....	7.79
1.....	15.....	4.43
1.....	28.....	6.06
1.....	38.....	7.79
Poliestireno		
4.....	86.....	10.1
4.....	110.....	14.7
4.....	164.....	28.1
3.....	70.....	10.1
3.....	99.....	14.7
3.....	142.....	28.1
2.....	46.....	10.1
2.....	68.....	14.7
2.....	85.....	28.1

TABLA 5-5B

FLUJO GAL/MIN.	PERFIL DE TEMPERATURA RADIAL							Nu
	0.5D	0.4D	0.3D	0.2D	0.01D	0.05D	0.01D	
	Inlet/Outlet							
2..... 193..... 1	312,	312,	310,	310,	308,	307,	307	.....54.2*
3..... 111..... 1	352,	347,	350,	354,	360,	362,	365	
6..... 193..... 2	244,	244,	244,	244,	245,	245,	246	.....87.7*
8..... 111..... 2	340,	338,	346,	355,	360,	361,	361	
10..... 193..... 0	311,	323,	323,	322,	320,	319,	318	.....81.0*
11..... 111..... 0	389,	385,	379,	383,	389,	391,	396	
	248,	248,	245,	240,	236,	234,	232	.....64.2*
	376,	374,	367,	375,	381,	383,	387	
	316,	326,	327,	327,	329,	330,	300	.....7.02
	316,	318,	327,	349,	364,	373,	384	
	252,	252,	250,	248,	247,	246,	244	.....6.90
	277,	279,	291,	315,	352,	364,	375	

Chem identifica dentro de la variación de temperatura dos tipos, las que dependen de la posición y las que dependen del tiempo y que son directamente responsables sobre las características del mezclado y del flujo.

Las de posición son el perfil de temperatura ya mencionado, y las que dependen del tiempo se refiere a los puntos de la corriente que están expuestos más tiempo al calor que otros a causa de los gradientes de velocidad. Su artículo reporta que la incorporación de elementos estáticos tipo Kenics, fig. 5-5, a las máquinas de inyección y extrucción después del tornillo helicoidal reduce considerablemente las variaciones de temperatura y velocidad.

La fig. 5-6, muestra los perfiles de temperatura antes y después de la instalación de los elementos estáticos generados dentro de la máquina de la fig. 5-4, empleando polietileno de baja densidad para la producción de botes.

El tamaño del extractor fue de 4.5 in y el diámetro de los elementos de 1.25 y 2 in. El flujo fue de 350 lb/hr. Por último reporta que con la instalación de los elementos estáticos el incremento de la producción fue en promedio del 22% y que la calidad de los botes también se vió mejorada.

Schott, Weinstein y LaBombard (56) reportaron el uso de los elementos estáticos Sulzer-Koch SMW en el proceso de extrucción e inyección de plásticos de polietileno, polipropileno, poliestireno y ABS (Acrilonitrilo-butadieno-estireno), en un equipo de 1.5 in. de diámetro y una L/D de 24. Por medio de la tabla 5-5A, se reportan la caída de presión obtenidos de la operación del equipo con los distintos polímeros, cuando se tiene de 1 a 4 elementos SMV y para distintos flujos máscicos, la caída de presión ocasionada por los elementos estáticos entre la causada en un tubo sin elementos lo definen como el factor K.

De los datos en las tablas encontraron que este factor K decrete con el incremento de elementos estáticos y explican dicho comportamiento por la mejor homogeneización térmica redundado en una menor viscosidad y por ende una menor caída de presión.

Para el procesamiento de polietileno, reportan que el valor K es de 74.4 para tres elementos y 105 para un elemento. Por último, la tabla 5-5B contiene los datos del perfil de temperatura a lo largo del radio a la entrada y salida de los elementos estáticos variando éstos y el flujo másico, así también, calcularon el número de Nusselt promedio cuyo valor aumento alrededor de 15 veces con la inserción de los elementos, el cual esencialmente significa una variación positiva del coeficiente de transferencia de calor.

Chen y Alan de la compañía Kenics-Chemineer publicaron otro artículo sobre la aplicación del mezclado estático en el proceso de plásticos para mejorar los problemas inherentes durante el calentamiento o enfriamiento. Ellos afirman que el flujo radial que generan los elementos estáticos favorece enormemente a aumentar la transferencias de calor eliminando los gradientes de velocidad y temperatura.

Su artículo reporta principalmente los resultados del trabajo experimental conducidos por ellos en la Universidad de Tufts sobre los coeficientes de transferencia de calor interno para polímeros viscosos en flujo laminar cuando son calentados y enfriados, a través de un extractor adaptado con elementos tipo Kenics estándar.

Dichos datos obtenidos fueron correlacionados usando varios polímeros bajo diferentes condiciones de operación, obteniendo la siguiente ecuación; la cual fue generada en base a la ecuación para un tubería sin elementos en flujo laminar:

$$Nu = 4.65 [N_{Re} (N_p)(D/L)]^{1/3} \quad (5.5.1)$$

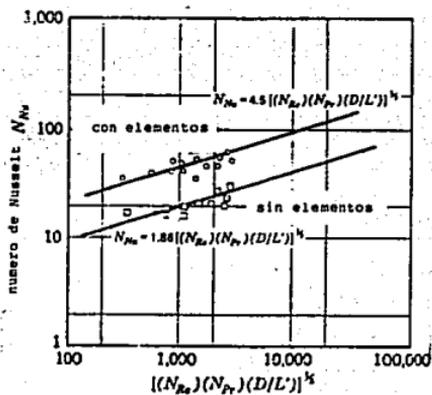


Fig 5-6A

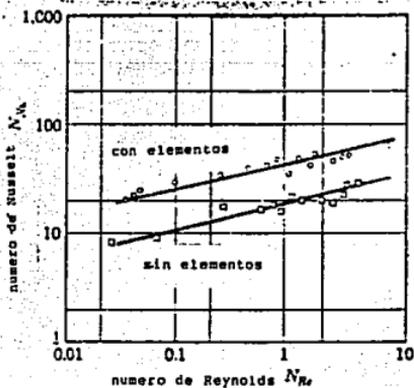


Fig 5-6B

La fig. 5-6A y B, muestran las gráficas de la correlación 5.5.1 con la del tubo sin elementos junto con los datos experimentales para el calentamiento de polímeros viscosos. Por otro lado, para el enfriamiento de polímeros viscosos, el cual es usado en equipos de extrucción para la producción de películas y espumas, el coeficiente de transferencia de calor global es aproximadamente igual al coeficiente interno del lado del polímero.

Ellos encontraron que dichos coeficientes oscilan entre 8 y 16 BTU/(ft<sup>2</sup>)(hr)(°F) para flujo laminar. Por último en base a sus experiencias recomiendan el uso de 18 a 24 elementos Kenics para tener gradientes de temperatura cercanos a 1 °F.

Si el número de Reynolds es menor a 10, la caída de presión es aproximadamente seis veces de la de un tubo sin elementos, y si está entre 6 y 2000, la caída de presión está entre 6 y 60 veces la del tubo vacío, además, que los costos se ven reducidos por el mejoramiento de la calidad del producto teniendo menos desperdicios, escaso mantenimiento y costo de inversión por su inclusión muy bajo con respecto a todo el equipo.

## **5.6 INDUSTRIA DE LA PULPA Y PAPEL**

### **5.6.1 Blanqueo de la Pulpa.**

La aplicación de los mezcladores estáticos en-línea en el blanqueo de la pulpa por medio de agentes químicos fueron reportados por primera vez por Swenson (64) en la Conferencia Internacional sobre Tratamiento de Pulpa en el año de 1973.

Desde entonces, más de sesenta sistemas de blanqueo han sido transformados de sistemas de mezcladores mecánicos caros a económicos mezcladores estáticos. El asegura que la evaluación y selección del equipo de mezclado para pulpa y papel es una decisión importante, tanto por los costos de operación e inversión, como por la eficiencia de las etapas sucesivas del proceso.

La fabricación de papel incluye varias etapas, y una de ellas es el blanqueo de la pulpa con varios productos químicos, tales como: cloro, dióxido de cloro, cloritos, hipocloritos y oxígeno. Dichos productos deben ser perfectamente mezclados con la pulpa para que cada fibra esté en contacto con el agente en la misma concentración y el mismo tiempo de reacción que evite desuniformidades en el blanqueo de la misma.

Swenson reporta los resultados obtenidos en una fábrica de papel de los Estados Unidos que empezó a usar mezcladores estáticos. Los equipos fueron instalados en la primera etapa de clorinación de dióxido de cloro. La fábrica produce dos tipos de pulpa, hardwood y softwood, y usa la misma línea de blanqueo con flujos de 725 y 540 toneladas métricas/día respectivamente.

El blanqueo de la pulpa cruda se efectúa con una consistencia de 9 a 10% y la blancura final de la pulpa es de 83-85 GE. El mezclador estático seleccionado fue un Kenics estándar y se colocó reemplazando una sección de tubería entre la bomba de pulpa cruda y la torre upflow, la cual tiene un impulsor en el fondo.

Desde el arranque de esta modificación, se observó un notable mejoramiento en la calidad de la uniformidad de la pulpa y un decremento en el consumo de  $\text{ClO}_2$  indicando que el arreglo en serie de ambos equipos condujo a un mejor mezclado que usando solo el impulsor de la torre.

Sin embargo, el impulsor de la torre siempre tuvo problemas de mantenimiento y durante uno de esos períodos se decidió trabajar solo con el mezclador estático notando que era capaz de mantener los mismos resultados, por lo cual, se desmanteló el impulsor mecánico.

Por medio de la gráfica 5-7 se ilustra el descenso de potencia requerida usando un mezclador mecánico comparado con el uso del mezclador estático para distintos flujos máxicos de operación, así también el rango de consumo de potencia con pulpas de consistencia del 10 al15%, en ella se observa que el cambio de la consistencia no afecta tanto el consumo de potencia en un mezclador estático como en un mecánico.

Por último, en la gráfica 5-8, se muestra el ahorro de consumo de energía durante un año con distintos flujos máxicos de trabajo, para los cuales se tomó el costo unitario de energía de 133 \$/KW-año.

## **5.7 INDUSTRIA ARMADORA DE FERROCARRILES.**

### **5.7.1 Recubrimiento y pintura de Convoyes de Ferrocarril y Metro.**

La compañía Bombardier, S.A. de C.V. (Antes Constructora Nacional de Carros de Ferrocarril, S.A.), localizada en Cd. Sahagún, Hidalgo se especializa en la construcción de convoyes de ferrocarril y metro para el transporte de carga y pasaje de alto tonelaje y masivo utilizando como base la rueda metálica sobre el riel o combinada con neumático.

En la etapa de fabricación de recubrimiento y pintura de convoyes se ha estado utilizando un mezclador estático en-línea como la parte básica de la pistola de aplicación de un recubrimiento epóxico viscoso de dos componentes.

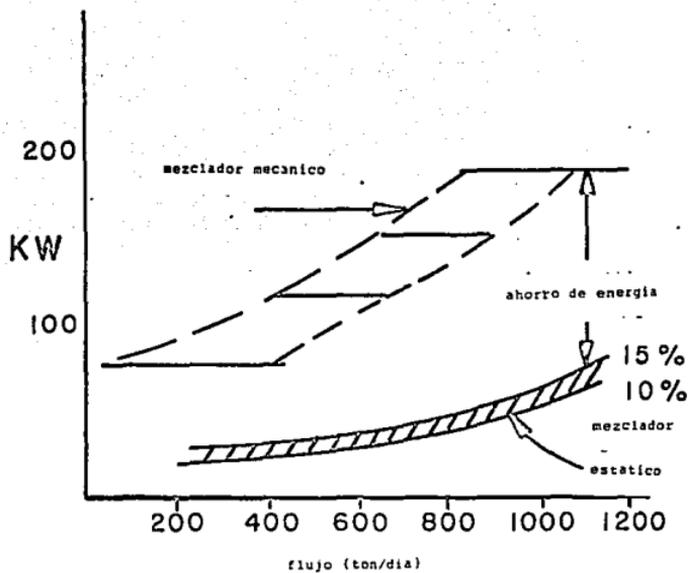


Fig 5-7

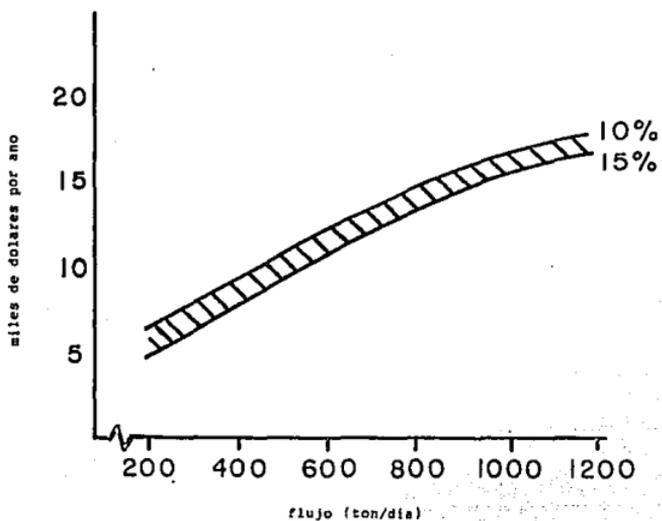


Fig 5-8

El mezclador estático es el único mecanismo capaz de realizar el mezclado de los dos polímeros en forma continua para inmediatamente ser esparcidos. Esta aplicación es semejante al caso mencionado en la introducción de este capítulo durante los 50's, cuando solo era posible esprear productos de un componente y de baja viscosidad generalmente abatida mediante solventes.

La construcción de los conboyes en su primera fase, se compone de dos etapas, la primera es el armando de la unidad, donde se construye un chasis que soporta las ruedas metálicas y el cajón, este se forma de una base de láminas de acero al carbón de 3/8 in. unidas por un bastidor rectangular de ángulo y una caja en forma de "U", la cual contiene las puertas y ventanas.

La caja "U", se fabrica de un bastidor con forma de jaula, el cual es forrado con placas de acero al carbón de 1/8 in. mediante soldadura eléctrica, la que por su temperatura provoca deformaciones en toda la superficie. La caja "U", es unida a la base por soldadura y acoplada sobre el chasis. Así la unidad armada, pasa a la segunda etapa donde se recubre y pinta.

Primero se somete a un tratamiento de desoxidación y desengrasado donde se remueve la grasa y el óxido, luego se aplica una capa de pintura de primer anticorrosivo por aspersión, el cual protege al acero de la corrosión y sirve también para recibir el siguiente recubrimiento.

Segundo, este es un producto de alta viscosidad (1600 a 24000 cP) y tixotropía denominado plaste cuya aplicación hace uso del mezclador estático. El plaste es el recubrimiento el cual se prepara a partir de la mezcla de un componente de resina amínica y otro de resina epóxica y su función es resanar, cubrir y nivelar las irregularidades de las láminas para proporcionarle a la unidad una superficie uniforme por su lado exterior.

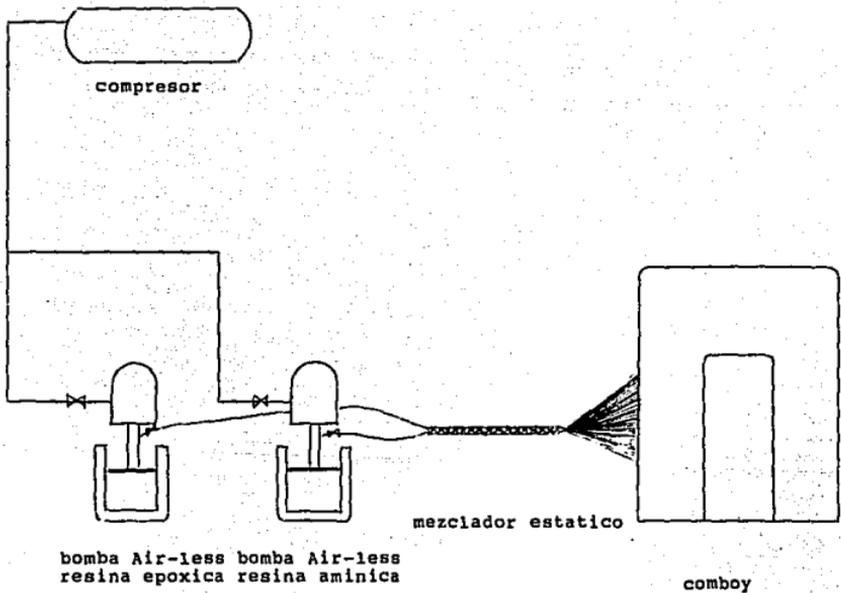


Fig 5-9

La fig. 5-9, muestra el sistema de aplicación del plaste; el compresor alimenta aire a las bombas air-less para hacerlas funcionar, las bombas se introducen por medio del plato de succión a los recipientes de 40 lt., donde se depositan la resina epóxica y la amínica, estos recipientes están provistos de una resistencia eléctrica de calentamiento mediante el cual se eleva la temperatura a 45°C de ambos productos para reducir su viscosidad a 2000 Cp, las bombas envían producto a través de mangueras de 1/2" a la entrada de la pistola de aplicación integrada por un mezclador estático Kenics estándar y una boquilla de aspersión, a la entrada del mezclador se unen las corrientes de ambos componentes para ser homogeneizados e inmediatamente ser esparcidos sobre la unidad.

La mezcla de estos productos produce una reacción de polimerización para formar una película sólida que endurece en 4 hrs. Por último, la unidad es pulida y pintada con un acabado final de poliuretano con el color especificado por el cliente.

## VI.- CONCLUSIONES

1.- Desde el primer artículo publicado sobre el tema de mezclado en general en 1953 hasta el último en 1983 en Norteamérica, solo Quillen presentó su trabajo con un enfoque general intentando englobar todas las operaciones industriales que hasta este tiempo se encontraban bien desarrolladas, la mayoría de ellas dedica la mayor parte de su contenido al mezclado mecánico con temas específicos tratados detallada y ampliamente, sin embargo, en la industria en general se emplean también otros sistemas o equipos que aunque algunos tienen una aplicación solo en una rama industrial resulta importante tener un conocimiento completo en el momento de enfrentar un problema de diseño, operación o mantenimiento de ellos.

Nuestro enfoque en la exposición de los fundamentos del mezclado ofrece una visión general sobre los sistemas de mezclado desarrollados hasta la década de los 90's, considerando como base para su estructuración cuatro criterios; estado de agregación, propiedades reológicas, método de mezclado y viscosidad.

El contenido de estos fundamentos toca los aspectos esenciales de forma cualitativa, sin entrar en tratamientos matemáticos complejos o empíricos de limitado alcance, tales como son; los mecanismos de mezclado (esfuerzos cortantes, impacto, compresión y difusión molecular), tipos de flujo (laminar y turbulento), patrones de flujo (axial, radial y rotacional) y las características físicas y dinámicas del sistema de mezclado.

Nuestro esquema sobre los fundamentos del mezclado es breve y coherente, lo cual nos permitió proponer una modificación a la gráfica de Quillen, sobre tipo de equipo vs. viscosidad, para considerarla como clasificación general de equipo de mezclado en base al método de mezclado y viscosidad, con la cual pudimos prescindir de la necesidad de anexar todos los equipos disponibles en el mercado.

2.- La variedad de diseños de elementos estáticos ofrece la posibilidad de satisfacer la mayor parte de las necesidades requeridas en las operaciones industriales, como pueden ser, un alto grado de mezclado, un tamaño de equipo corto o una baja caída de presión, sin embargo, algunos de ellos de reciente aparición en el mercado, como son los mezcladores Cleveland, Koflo, y Stata-tube de Tah, cuyas leves modificaciones en sus diseños no proporcionan una ventaja en el mejoramiento del mezclado.

Los fundamentos del mezclado estático, como son los mecanismos de mezclado y los patrones de flujo, son conceptos básicos que pueden ser tomados como criterios para estimar cualitativamente la habilidad de los distintos elementos para mezclar para que ayuden a decidir entre cual emplear cuando no es posible contar con más información.

Estos mecanismos de mezclado que actúan en los sistemas estáticos son en su mayoría diferentes a los referenciados en el punto anterior, ellos son; división de flujo, flujo radial, mezclado en retroceso, cruzamiento de corrientes, mezclado "celular", difusión molecular y esfuerzos cortantes. El mecanismo de la división de flujo es el único que frecuentemente se ha expresado en términos cuantitativos, dichas relaciones no pueden ser empleadas para el diseño del equipo debido a su naturaleza teórica e ideal, sin embargo, cuando sea usado como criterio, es el único que arroja un dato concreto. Por último los diseños in-house pueden ser útiles cuando se decida construir el equipo estático sin tener equipo especializado y que represente ahorro de tiempo y dinero.

3.- El interés por los mezcladores estáticos los llevó a ser empleados en varias operaciones unitarias. La recopilación y resumen de los trabajos experimentales publicados muestran con datos concretos los beneficios del empleo de los elementos estáticos y algunos criterios importantes para su operación y diseño; por ejemplo, en el mezclado de gases, se tiene mejor homogeneización y menor caída de presión si los elementos no son localizados uno tras otro, para dispersión líquido-líquido y gas-líquido, después de un número límite de elementos estáticos no es posible aumentar la finura de la dispersión y en transferencia de calor, representa una ventaja cuando se emplean en flujo laminar.

Si bien no todos los artículos presentados aportan resultados firmes para emplearse en diseño, algunos pueden servir de apoyo para cuando un ingeniero tenga la necesidad de diseñar u operar un mezclador estático y no se disponga de mayor información.

Se revisaron una mayor cantidad de artículos, seleccionándose aquellos de interés para el diseño. Consideramos que falta por hacer mucho trabajo experimental en campos como la extracción líquida-líquida y mezclado sólido-sólido, así también, en todas las operaciones empleando otros diseños de elementos, ya que todas las referencias consultadas son aplicables solo para los diseños Kenics, Sulzer-Koch y Lighthin.

4.- El resumen de aplicaciones industriales nos ubica con más precisión las operaciones prácticas específicas, en las cuales los mezcladores estáticos se están usando con eficiencia para modificar y mejorar procesos productivos en los últimos años.

Hemos resumido 11 aplicaciones, de 7 diferentes ramas industriales de las 16 reportadas por la Compañía Chemineer, de ellas encontramos que tienen una característica en común, por ejemplo; en la desalinación de crudo, transporte de gas natural, producción de petróleo, entre otras, son operaciones de dispersión y las buenas cualidades de los equipos estáticos para producir dispersiones finas en líquidos de baja viscosidad son aprovechadas; en la producción de lubricantes, agua de caldera y floculación, son operaciones de mezclado de líquidos de baja viscosidad, los mezcladores estáticos tienen excelente eficiencia en esta operación; en el proceso de pintura de conboyos, es una operación de mezclado de líquidos miscibles de alta viscosidad, y por último, en la extracción de plásticos, es una operación de intercambio de calor en flujo laminar, precisamente las condiciones de mayor eficiencia del mezclado estático como concluyen Azer, Lin y Fan.

En base a esto, podemos afirmar que sus aplicaciones están ligadas a aquellas condiciones de proceso donde el mezclado estático funciona eficientemente y representa una ventaja su empleo con respecto a otros equipos, por consiguiente, el valor real de los estudios experimentales de laboratorio y planta piloto, se encuentra en hallar dichas condiciones.

Por último, solo nos fue posible encontrar tres aplicaciones industriales en México (proceso de pintura del metro y ferrocarriles, endulzamiento de gas licuado y endulzamiento de turbosina). Es probable que en nuestro país se estén usando en algunas otras industrias, sin embargo, esta escasa información es un síntoma del bajo conocimiento que existe de ellos.

## BIBLIOGRAFIA

1. Aerstin, F. y Street G.  
APPLIED CHEMICAL PROCESS DESIGN  
Plenum Publishing Corporation, New York, 1978
2. Al Tawell, A.M. and Walker, L.D.  
LIQUID DISPERSION IN STATIC IN-LINE MIXERS  
The canadian J. of Chem Eng. Vol. 61, August 1983, pp 527
3. BOILER FEEDWATER ADDITIVES BLENDED WITH IN-LINE  
STATIC MIXER  
Chem. Processig, August 1983
4. Bor, T.  
THE STATIC MIXER AS A CHEMICAL REACTOR  
British Chem. Eng., July 1971, pp 610
5. Brodkey, R.S.  
TURBULENCE IN MIXING OPERATIONS  
Theory and Application to Mixing and Reaction  
Academic Press Inc., New York, 1975
6. Chemineer, Inc.  
KENICS STATIC MIXERS  
Bulletin 800, Nort Andover, MA, 1985
7. Chen, S.J., Fan, L.T. and Watson, C.A.  
THE MIXING OF SOLID PARTICLES IN A MOTIONLESS MIXER  
A STOCHASTIC APPROACH  
AIChE Journal, Vol. 18, No. 5, September 1972, pp 984

8. Chen, J.S., Fan, L.T. and Watson, C.A.  
MIXING OF SOLID PARTICLES IN MOTIONLESS MIXER-AXIAL-  
DISPERSED PLUG-FLOW MODEL  
Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 12, No. 1, 1973,  
pp 42
9. Chen, S.J. and MacDonald, A.R.  
MOTIONLESS MIXERS FOR VISCOUS POLYMERS  
Chem. Eng. Vol., March 19, 1973, pp 106
10. Chen, S.J.  
STATIC MIXING OF POLYMERS  
Chem. Eng. Progress, Vol. 71, No. 8, August 1975 pp 80
11. Chen, S.J. and Libby, D.R.  
GAS-LIQUID AND LIQUID-LIQUID DISPERSIONS IN A  
KENICS MIXER  
Presented at the 71st Annual AIChE Meeting (1978)
12. Coulson, J.M. y Richardson J.F.  
CHEMICAL ENGINEERING Volume Two UNIT OPERATIONS  
Pergamon Press, New York, Third Edition, 1978
13. Fischer, J.J.  
SOLID-SOLID BLENDING  
Chem. Engineering, Vol. 67, August 8, pp 207
14. Graves, H.  
STATIC MIXER IMPROVES CRUDE-OIL MEASUREMENT  
Oil & Gas J., March 9, 1987

15. Grosz-Roll, F., Battig, J. and Moser, F.  
GAS-LIQUID MASS TRANSFER WITH STATIC MIXING UNITS  
Proc. Fourt European Conference on Mixing  
Paper F2 Organized by BHRA Fluid Engineering Cranfield  
(April 27-29, 1982) Bedford, England.
16. Helerie, A.  
HEAT EXCHANGERS FOR VISCOUS LIQUID SENSITIVE  
TO TEMPERATURE  
Process Engineering, Mary 1982, pp 33
17. Holland, F.A. and Chapman, F.S.  
LIQUID MIXING AND PROCESING IN STIRRED TANKS  
Reinhold Publishng Co., New York, 1966
18. Hyman, D.  
MIXING AND AGITATION  
Chapter in " Advance in Chemical Engineering" Vol. 3  
Academic Press, New York, 1959
19. Jagadeesh, V. and Satyanarayana, M.  
STUDIES ON TUBULAR FLOW REACTOR WITH MOTIONLESS  
MIXING ELEMENTS  
Ind. Eng. Chem. Pocess Des. Dev., Vol. 11, No. 4, 1972,  
pp 520
20. Koch Engineering Company Inc.  
STATIC MIXING TECHNOLOGY  
Bulletin KSM-5, Wichita, Kansas, 1986.
21. Koch Engineering Company Inc.  
KOCH DIRECT CONTACT HEATER-ABSORBER  
Bulletin KDCH-1, Wichita, Kansas, 1987

22. Komax Systems Inc.  
KOMAX TRIPLE ACTION MOTIONLESS MIXERS  
Bulletin 103B, Long Beach, California
23. Komax Systems Inc.  
KOMAX MOTIONLESS MIXERS AND PRESSURE DROP  
CALCULATIONS  
Application Bulletin No. 4215, Long Beach,  
California
24. Komax Systems Inc.  
AUTOMATIC OIL WELL TEST GAUGING  
Application Data No. 1004, Long Beach, California
25. Komax Systems Inc.  
PIPELINE CORROSION CONTROL  
Application Data No. 1006, Long Beach, California
26. Komax Systems Inc.  
ISOPROPYL ALCOHOL PRODUCTION  
Application Data No. 1007, Long Beach, California
27. Komax Systems Inc.  
SAMPLE SPECIFICATIONS FOR POLYMER FEED AND DISPERSION SYSTEM  
Bulletin, Long Beach, California
28. Lai, F.S. and Fan, L.T.  
APPLICATION OF DISCRETE MIXING MODEL TO THE STUDY OF MIXING  
OF MULTICOMPONENT SOLID PARTICLES  
Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol 14, No. 4, 1975, pp 403
29. LIGHTING IN LINER MIXERS  
Bulletin B-564, Rochester, New York, 1993

30. Lin, S.T., Fan, L.T., and Azer, N.Z.  
AUMENTATION OF FORCED FLOW BOLLING HEAT TRANSFER WITH  
KENICS MOTIONLESS MIXER  
Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., 1980
31. Ludwing, E. E.  
APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL  
PLANTS Vol. 1 Chapter 5 Mixing of Liquids  
Gulf Publishing Co., Houston Texas, Second Edition, 1979
32. Merchuk, J.C., Shai, D. and Wolf, DH.  
EXPERIMENTAL STUDY OF COPPER EXTRACTION WITH LIX-64N BY  
MEANS OF MOTIONLESS MIXERS  
Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 19, No. 1, 1980 pp 91
33. Merchuk, J.C., Wolf, D., Shai, D. and White, D.H.  
EXPERIMENTAL STUDY OF DISPERSION AND SEPARATION OF PHASES IN  
LIQUID-LIQUID EXTRACTION OF COPPER BY LIX-64N IN VARIOUS TYPES  
OF MIXERS  
Ing. Eng. Chem., Process Des. Dev., 1980, pp 488
34. McCabe, W.L. and Smith, J. C.  
OPERACIONES BASICAS DE INGENIERIA QUIMICA  
Ed. Reverté, Barcelona España, Ed. en Español, 1978
35. Middleton, J.C.  
RECOMMENDED STANDARD TERMINOLOGY AND NOMENCLATURE FOR  
MIXING  
The Chem. Engineer, August-September, 1980, pp 557
36. Middleman, S.  
DROP SIZE DISTRIBUTIONS PRODUCED BY TURBULENT PIPE FLOW OF  
IMMISCIBLE FLUID THROUGH A STATIC MIXER  
Ind. Eng. Chem. Process, Des. Dev., Vol. 13, No. 1, 1974, pp 78

37. Morris, W.D. and Benyon, J.  
TURBULENT MASS TRANSFER IN THE KENICS STATIC MIXER  
Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 15, No. 2, 1976, pp 338
38. Morris, W.D. and Misson, P.  
AN EXPERIMENTAL INVESTIGATION OF MASS TRANSFER AND FLOW  
RESISTANCE IN THE KENICS STATIC MIXER  
Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 13, No. 3, 1974, pp 270
39. Morris, W.D. and Proctor, R.  
THE EFFECT OF TWIST RATIO ON FORCED CONVECTION IN THE KENICS  
STATIC MIXER  
Ind. Eng. Chem., Process, Des. Dev., Vol. 16, No. 16, 1977, pp 408
40. Nagata, S.  
MIXING: PRINCIPLES AND APPLICATIONS  
John Wiley and Sons, New York, 1975
41. Neuman, E.B.  
AN ENHANCEMENT OF HEAT TRANSFER AND THERMAL HOMOGENEITY WITH  
MOTIONLESS MIXERS  
AIChE Journal, Vol. 25, No. 2, March 1979, pp 246
42. Neuman, E.B.  
REACTIONS AND RESIDENCE TIME DISTRIBUTIONS IN MOTIONLESS  
MIXERS  
The Canadian J. of Chem. Eng., Vol. 60, February 1982, pp 136
43. Nigan, K.D.P. and Vasudeva, K.  
RESIDENCE TIME DISTRIBUTION IN STATIC MIXER  
The Canadian J. of Chem. Eng., Vol. 59, August 1980, pp 543
44. Nguyen, K.T., Streiff, E., Fiaschel, E. and Renken, A.  
STATIC MIXER AS TUBULAR REACTORS FOR HIGHLY REACTION MEDIA  
Swiss Chem., No. 12a, (1984), pp 45-48

45. Oldshue, J.Y.  
FLUID MIXING TECHNOLOGY  
Mc Graw-Hill Book, New York, 1983
46. Parker, N.H.  
MIXING: Modern Theory and Practice on the Universal Operation  
Chem. Eng., June 8, 1964, pp 165
47. Pattison, D.A.  
MOTIONLESS IN LINE MIXERS STIR UP BROAD INTEREST  
Chem. Engineering, May 19, 1969, pp 94
48. Penny, W. R.  
RECENT TRENDS IN MIXING EQUIPMENT  
Chem. Engineering, March 22, 1977, pp 86
49. Powell, R.L.  
THE MIXING OF A HIGH AND A LOW VISCOSITY LIQUID IN A KENICS  
STATIC MIXER  
Presented at Engineering Foundation Conference on Mixing Rindge, N.H.,  
(August 18, 1975)
50. Quillen, Ch. S.  
MIXING THE UNIVERSAL OPERATION  
Chem. Eng. Vol. 61, No. 6, June 1954, pp 177
51. Raymond, K.T.  
MOTIONLESS MIXER ELIMINATES FLOCCULATION PROBLEMS, CUTS  
POWER USE, MIXING COSTS  
Pulp & Paper Buyers Guide, 1983
52. Rosenzweig, M.D.  
MOTIONLESS MIXERS MOVE INTO NEW PROCESSING ROLES  
Chem. Eng. Vol. 95, May 9, 1977, pp 96

53. Ross Engineering, Inc.  
ROSS MOTIONLESS MIXERS  
Bulletin, Savannah, Georgia
54. Rushton, J.H. and Oldshue, J.Y.  
MIXING: Present Theory and Practice  
Chem. Eng. Prog., Vol. 49, No. 4, 1953, pp 161
55. Schneider, G.  
CONTINUOUS MIXING OF LIQUIDS USING STATIC MIXING UNITS  
Pace, June 1981, pp 32-42
56. Schott, N.R., Weinstein, B. and La Bombard, D.  
MOTIONLESS MIXERS IN PLASTIC PROCESSING  
Chem Eng. Progress, Vol. 71, No. 1, January 1975, pp 54
57. Schwamm, F.  
PAINT TECHNOLOGY, Vol. 28, No. 7, 1964.
58. Smith, J.M.  
GAS DISPERSION IN VISCOUS LIQUIDS WITH A STATIC MIXER  
The Chem. Engineer, November 1978, pp 827
59. Sterbacek, Z. and Tausk, P.  
MIXING IN THE CHEMICAL INDUSTRY  
Pergamon Press, New York, First Edition, 1965
60. STATIC MIXER IMPROVES DESALTING EFFICIENCY  
Oil and Gas J., October 17, 1983, pp 128
61. Streiff, F.A.  
IN-LINE DISPERSION AND MASS TRANSFER USING STATIC MIXING  
EQUIPMENT  
Sulzer Technical Rev., No. 3, 1977, pp 108-113

62. Streiff, F.A.  
ADAPTED MOTIONLESS MIXER DESIGN  
Proc of the Third European Conference on Mixing Paper C2 Organized by  
BHRA Fluid Engineering Cranfield, (April 4-6, 1979) Bedford, England
63. Sulzer Brothers Limited  
STATIC MIXING  
Bulletin, June 1981, Winterthur, Switzerland
64. Swenson, P.M.  
HIGH CONSISTENCY PULP BLEACHING WITH THE STATIC  
MIXER UNIT  
Paper Presented at T.A.P.P.I. Alkaling Pulping Conf.  
Prepr., Dallas, Texas (September 13-15, 1976)
65. Tasucher, W.A., and Streiff, F.A.  
STATIC MIXING OF GASES  
Chem. Eng. Progress, April 1979, pp 61
66. Toray Industries, Inc.  
HI-MIXER, APPLICATION AND SELECTION  
Catalog C-227-68, New York, N.Y. 1977
67. Toray Industries, Inc.  
HI-MIXER  
Catalog HM-001, New York, N.Y. 1979
68. Uhl, V.W. and Gray, J. B.  
MIXING: THEORY AND PRACTICE, Vol. I and II  
Academic Press Inc., New York, 1966
69. Walas, M. Stanley  
CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT  
Selection and Design, Chapter 10 Mixing and Agitation  
Butterworth-Heinemann Publishing, 1990

70. Wang, R.H. and Fan, L.T.  
AXIAL MIXING OF GRAINS IN A MOTIONLESS SULZER (KOCH) MIXER  
Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., Vol. 15, No. 3, 1976, pp 381
71. WATER PLANT GROWS BIGGER, CUT ELECTRIC BILL  
Water-Eng. & Management, December 1982
72. Weetman, R.J. and Salzman, R.N.  
IMPACT OF SIDE FLOW ON MIXING IMPELLER  
Chem. Eng. Progress, June 1981, pp 71
73. Weidenbaum, S.S.  
Chapter in "Advance in Chemical Engineering", Vol. 2, Academic Press,  
New York, 1958
74. WIDE RANGE OF FLOW RATES CHALLENGED BY MIXER  
Water & Wates Engineering, December 1978
75. Wohl, M. H.  
MIXING OF NON-NEWTONIAN FLUIDS  
Chem. Engineering, August 26, 1968, pp 113
76. Mutsaflis, M.  
  
STATIC MIXING IN THE CHEMICAL AND  
PETROCHEMICAL INDUSTRIES  
Report of Koch Engineering Co.

77. Komax Systems Inc.

WIDE RANGE OF FLOW RATES CHALLENGED  
BY MIXER

Water & Wastes Engineering, December 1978.

78. CP Staff

BOILER FEEDWATER ADDITIVES BLENDED WITH  
IN-LINE STATIC MIXER

Chemical Processing, August 1983.