

## FLUJO NO IDEAL

Se entiende por flujo no ideal en un reactor, aquel que conduce a una dispersión de los tiempos de residencia en el mismo; situación que solo se produce en sistemas de flujo:

- En los reactores continuos tipo tanque, las desviaciones del modelo de flujo ideal (mezcla perfecta) se producen por formación de canalizaciones, zonas estancadas o recirculación del fluido (distribución de probabilidades de encontrar la salida por los distintos elementos fluidos).
- En los reactores tubulares, las desviaciones del flujo de pistón se deben al gradiente radial de velocidad (viscosidad, canalizaciones), la difusión molecular (gradientes de concentración laterales y longitudinales), la difusión turbulenta (flujo al azar) y la difusión térmica (gradientes de temperatura).

Como se aprecia, los gradientes de temperatura (radiales, zonas calientes) también se consideran causa de no idealidad, debido a su efecto sobre la velocidad de reacción; de hecho, suele ser el principal factor de desviación aunque apenas modifique directamente los tiempos de residencia (difusión térmica).

Los reactores tipo tanque se aproximan a la idealidad con diseños mecánicos y agitación adecuados; en los tubulares ello se consigue con relaciones de longitud y diámetros apropiados, así como un adecuado intercambio térmico.

Las desviaciones del flujo ideal originan disminuciones de eficacia de la instalación (efluente no uniforme y control del proceso más difícil), y están relacionadas con los problemas de cambio de escala, pues a menudo el factor no controlable es la magnitud de no idealidad, que puede diferir mucho de las unidades pequeñas (laboratorio) a las grandes (industria). Su desconocimiento puede llevar a importantes errores de diseño (y por ello conviene el estudio en planta piloto): los experimentos pretenden obtener si el flujo en el reactor se desvía significativamente del ideal y, en caso afirmativo, como tratar la desviación.

### Distribución de tiempos de residencia (RTD)

Los métodos experimentales para determinar la función de distribución normalizada de los tiempos de residencia del fluido que sale de un reactor ( $\int E \cdot \delta t = 1$ ), se basan en las **técnicas estímulo-respuesta con trazadores**: se perturba el sistema mediante una señal de entrada (inyección en la alimentación), cuya salida (análisis del trazador en el efluente frente al tiempo) nos informa del sistema.

El trazador es una sustancia de fácil detección, que no perturbe el sistema (reacción y tipo de flujo), y puede adoptar diferentes señales de entrada: **pulsos  $\delta$**  casi instantáneos (la respuesta normalizada se denomina función  $C = [C] / [C] \cdot \delta t$ ), o **escalones** continuos (la respuesta es  $F = [C] / [C_0] = \int E \cdot \delta t$ ); entonces, para recipientes `cerrados`:  $E = C = \delta F / \delta t$ , la media de la distribución es:  $t_m = \sum t_i C_i \Delta t_i / \sum C_i \Delta t_i$ , y también puede calcularse la varianza (útil para comparar curvas experimentales y teóricas).

Si  $C_e$  es una señal de entrada que se modifica al pasar por un reactor (E), la señal de salida puede obtenerse de la convolución:  $C_s(t) = C_e * E = \int C_e(t-t') \cdot E(t') \cdot \delta t'$ .

Si los cambios en la magnitud del estímulo producen cambios proporcionales en la respuesta, el proceso es **lineal**: si el trazador se comporta como tal (sin adsorción, reacción, etc) las experiencias en estado estacionario serán lineales respecto a la concentración. Si ocurren simultáneamente varios procesos lineales, el efecto global también lo será, y el sistema puede analizarse por separado: de acuerdo con esta propiedad aditiva, la información estímulo-respuesta será suficiente para estudiar el comportamiento de un reactor donde la velocidad sea lineal con la concentración (primer orden).

Supongamos un fluido compuesto por elementos  $i$  que pasan el reactor sin intermezclarse, y una reacción simple de 1<sup>er</sup> orden:  $C_m = \int C_i E \delta t = C_0 \int e^{-k t} E \delta t$ , y así se calcula directamente la conversión a partir de la información del trazador (gráfica o analíticamente). Para cualquier reacción lineal (irreversible, reversible, en serie, paralelo y sus combinaciones), puede efectuarse el diseño de reactores no ideales conociendo la RTD y las constantes cinéticas.

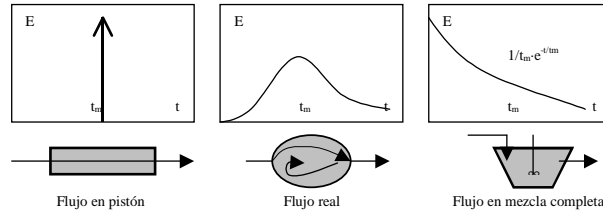
Los **sistemas no lineales**, en cambio, deben estudiarse globalmente, ya que su comportamiento no puede predecirse partiendo de sus procesos constituyentes.

Si la reacción no es de primer orden no puede utilizarse la información sobre la RTD para hallar directamente la conversión; la ecuación anterior representa su límite superior para órdenes superiores a uno, y viceversa (el otro límite es difícil de calcular y se estudia en el apartado de *Mezcla de Fluidos, tiempo de mezcla*).

Entonces se acude a un método aproximativo, que consiste en suponer un `modelo de flujo` del fluido en el reactor y calcular las conversiones basándonos en el mismo (en la medida que el modelo refleje el comportamiento, así será la concordancia entre la conversión predicha y la real).

**MODELOS DE FLUJO NO IDEAL**

Los reactores ideales (mezcla completa y flujo de pistón) representan dos modelos extremos; los reales tienen un comportamiento intermedio para cuya descripción se han desarrollado varios modelos: Flujo disperso en pistón, Tanques en serie, y combinados.



**Flujo disperso en pistón.-**

Es un modelo de flujo en pistón con un cierto grado de retromezcla del fluido (independiente de la posición en el reactor), cuyas contribuciones en la dirección axial pueden describirse por una expresión como la ley de Fick (no se considera la difusión radial).

$$\partial C/\partial t = D \cdot \partial^2 C/\partial l^2$$

$$\partial C/\partial \theta = (D/uL) \cdot \partial^2 C/\partial z^2 - \partial C/\partial z$$

- z: coordenada axial adimensional
- L: longitud del reactor (z=l/L)
- D: coeficiente de dispersión axial
- u: velocidad lineal del fluido
- $\theta = t/t_m = t \cdot u/L$

Modelo de un solo parámetro (módulo de dispersión, D/uL), que mide el grado de dispersión axial (flujo de pistón, D/uL=0; mezcla completa, D/uL=∞).

En general, el modelo es satisfactorio para desviaciones no muy grandes del flujo de pistón (tubos largos, flujo turbulento, lechos rellenos). Para grados de dispersión pequeños, la solución de la ecuación anterior representa una familia de Gaussianas con parámetro único D/uL, que puede evaluarse experimentalmente de varias formas<sup>1a</sup> (ej. a partir de la varianza de la curva E del recipiente,  $\sigma_\theta^2 = 2 \cdot D/uL$ ).

Cuando el grado de dispersión es grande, es menos probable que el sistema real satisfaga las hipótesis del modelo, y por tanto que la curva experimental se ajuste a sus predicciones; las curvas del trazador cambian de forma, y estas son asimétricas y con ligera cola.

Para sistemas cerrados<sup>1b</sup> (aquellos donde el fluido entra y sale por flujo de pistón) tenemos que la varianza es:  $\sigma_\theta^2 = 2 \cdot D/uL - 2 \cdot (D/uL)^2 (1 - e^{-uL/D})$ .

En sistemas abiertos, hay que tener sumo cuidado en utilizar el modelo, pues la forma de introducir el trazador y su medida conducen a curvas C diferentes (debe medirse según un método de flujo y no de muestras múltiples, y para una entrada en disparo la varianza se aproxima a  $\sigma_\theta^2 \approx 2 \cdot D/uL$ ).

Se dispone también de correlaciones entre la intensidad de la dispersión (D/ud) y propiedades del sistema (Re, etc)<sup>2</sup>, que permiten calcular el módulo: D/uL = (D/ud) · (d/L), multiplicando la intensidad por el factor geométrico del reactor (d/L).

**Aplicación.-**

La ecuación de diseño de estos reactores se obtiene de la misma forma que con el modelo ideal, incluyendo en el balance de materia los flujos por la dispersión en la sección diferencial:  $(D/uL) \cdot \partial^2 C/\partial z^2 - \partial C/\partial z - v \cdot \tau = 0$

Para reacciones de 1<sup>er</sup> orden:  $C/C_0 = 4a \cdot e^{-\frac{1}{2}D/uL} / [(1+a)^2 e^{a/2(D/uL)} - (1-a)^2 e^{-a/2(D/uL)}]$   $a = (1 + 4k\tau \cdot D/uL)^{1/2}$  con pequeñas desviaciones del flujo de pistón:

$C/C_0 \approx \exp [(k\tau)^2 (D/uL) - k\tau] = \exp (1/2 k^2 \sigma^2 - k\tau)$ , y  $L/L_p = V/V_p = 1 + k\tau \cdot D/uL$  (id.C)  $C/C_p = 1 + (k\tau)^2 D/uL$  (id.V) y cualquier cinética:

$C \cdot C_p = (D/uL) \cdot r_p \cdot \tau \cdot \ln(r_o/r_p)$ , r: velocidades a la entrada y salida de un reactor de flujo en pistón con idéntico  $\tau$  o L que el real; para orden n se reduce a:  $C/C_p = 1 + n \cdot (D/uL) (kC_p^{n-1} \tau) \cdot \ln(C_o/C_p)$ .

Existen gráficas de soluciones generales para la comparación de tamaños en flujo de pistón y disperso, para reacciones de orden 1 y 2 (sin expansión), que pueden extrapolarse o interpolarse a otros<sup>3</sup>.

<sup>1</sup> Levenspiel, O. "Ingeniería de las reacciones químicas" Cap.9, fig.13 (a) fig.17 (b)

<sup>2</sup> Id, figs. 18-20

<sup>3</sup> Id. figs. 22 y 23.

**Modelo de tanques en serie.-**

Supone que el reactor puede representarse por varios tanques de mezcla completa en serie y del mismo tamaño; el único parámetro es el número de tanques (N), y no presenta los problemas de fijar las condiciones de contorno, ni del modo de inyectar o medir el trazador, como en el caso anterior.

$$E_{\theta i} = \theta_i^{N-1} / (N-1)! \cdot e^{-\theta i} \quad E_{\theta} = N \cdot (N-\theta)^{N-1} / (N-1)! \cdot e^{-N\theta}$$

Puede representarse la curva C, algunas de cuyas propiedades sirven para calcular el valor del parámetro N (ej.  $\sigma_{\theta}^2 = 1/N$ ); a medida que aumenta N, la curva RTD se hace más simétrica aproximándose a la Gaussiana del modelo disperso en pistón.<sup>4</sup>

**Aplicación.-**

Las gráficas 6.5-6 (Cap.2) comparan el diseño de tanques ideales en serie con el flujo de pistón para reacciones de primer y segundo orden. Para 1<sup>er</sup> orden y valores grandes de N (pequeñas desviaciones del flujo en pistón) las expresiones de diseño se reducen a:

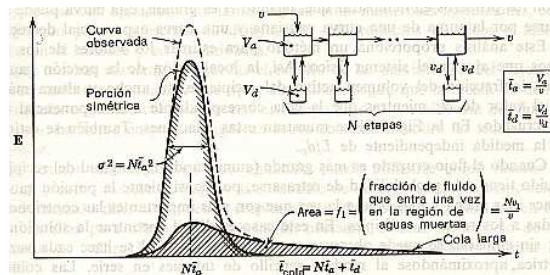
$$V_N/V_p = 1 + kt/N \quad C_N/C_p = 1 + (kt)^2/N$$

Pueden discutirse extensiones de estos modelos para reacciones múltiples, variación molar, recirculación y efectos no isotérmicos.

**Modelos combinados.-**

Se emplean cuando los modelos de un parámetro no representan satisfactoriamente las desviaciones del flujo ideal (en pistón o mezcla completa), y suponen que el reactor está constituido por regiones (de flujo en pistón, disperso, mezcla completa, aguas estancadas), interconectadas de varios modos (bypass, recirculación, flujo cruzado).

**Desviaciones pequeñas del flujo en pistón y colas largas.-** Se producen cuando hay retención de parte del fluido en contacto con sólidos (lechos de relleno, percolación, etc). Se han desarrollado varios modelos, el más sencillo de los cuales combina tanques en serie y flujo cruzado; por análisis de las curvas de superposición de estos efectos pueden estimarse los parámetros que ajustan el sistema físico (en la fig. aparece un esquema representativo cuando el fluido no entra más de una vez en la región de aguas muertas).



**Tanques reales agitados.-**

Las desviaciones respecto a la mezcla completa se producen principalmente en tanque grandes con agitación insuficiente y con reacciones rápidas donde el tiempo de reacción es pequeño comparado con la mezcla uniforme. Consideraremos dos tipos de análisis para el estudio de modelos:

**Escala de tiempos pequeña** (respecto al tiempo medio de residencia).- Pueden obtenerse las curvas características, después de una pulsación, midiendo la concentración de trazador en algún punto significativo del reactor; el modelo de N tanques con recirculación suele ajustarse a estas curvas: la señal de salida en sistema discontinuo es la suma de contribuciones de los m pasos  $C_{\theta} = Ne^{-N\theta} \sum (N\theta)^{mN-1} / (mN-1)$ , mientras en continuo se superpone con la exponencial decreciente de tanque ideal (la respuesta periódica se debe a la recirculación del fluido); las determinaciones permiten obtener el n° tanques (N), tiempo de retorno (longitud de oscilación,  $t_T$ ) y velocidad de disgregación (descenso de la amplitud,  $D_b = (V/N)^{2/3} / t_T$ ), parámetros que dependen de la geometría, potencia de agitación y propiedades del fluido.<sup>5a</sup> Estos modelos son de interés en polimerizaciones y reacciones múltiples.

**Escala de tiempos grande.-** Se han usado modelos de dos parámetros, que pueden ajustarse a partir de curvas de RTD o concentración de trazador en los compartimentos (son de interés en biología).<sup>5b</sup>

<sup>4</sup> Id. figs. 24 y 25

<sup>5</sup> Id. figs. 27, 28 y 32 (a) fig. 33 (b)

## MEZCLA DE FLUIDOS

El problema de la mezcla de fluidos es de importancia en las reacciones químicas, tanto en lo que respecta al tamaño del reactor como a la distribución del producto.

Los factores que afectan a los sistemas reactivos son el grado de segregación y tiempo de mezcla, donde el primero mide si la mezcla se efectúa a escala microscópica (moléculas individuales moviendo y mezclándose libremente), o de macrofluido (segregado en elementos cuyas moléculas no se mezclan de unos a otros). Estos factores no pueden elucidarse por medio de trazadores, ya que la distribución de tiempos de residencia no depende de los mismos, por lo que deben tenerse en cuenta de forma independiente en la descripción del reactor :

$$x = f(\text{cond.operación, cinética, RTD, grado de segregación, tiempo de mezcla})$$

Los fluidos ordinarios se comportan como microfluidos excepto cuando las sustancias son muy viscosas o para reacciones muy rápidas. Los elementos grandes se rompen en otros más pequeños por acción de la turbulencia (agitadores, deflectores, etc), y la teoría de mezcla estima el tiempo necesario para esta ruptura, mientras que los elementos pequeños pierden su identidad por difusión:  $t = d_{\text{elemento}}^2 / D$ .

### Grado de segregación.-

Un reactivo en estado de 'microfluido' se comporta como en las reacciones homogéneas, y cada uno de los agregados de un 'macrofluido' lo hace como un pequeño *batch*, por lo cual la segregación no tiene influencia en un sistema discontinuo o de flujo en pistón, pero la tiene cada vez mayor a medida que la RTD se aproxima a la mezcla completa.

La ecuación de diseño para un reactor de mezcla completa (macrofluido) puede integrarse para obtener:  $C_m/C_0 = \int (C/C_0)_{\text{disc}} \cdot E(t) \cdot dt$  (1), y compararse con el comportamiento de microfluido y flujo de pistón con diferentes órdenes de reacción ( $\epsilon=0$ ).<sup>6a</sup>

Segregación parcial.- Para grados intermedios de segregación, puede emplearse el parámetro de coalescencia ( $I$ ) basado en un modelo de fase dispersa de gotas que fluyen a través de un tanque ideal: si no hay coalescencia, todas las gotas tendrán concentraciones diferentes y la fase se comporta como macrofluido ( $I \rightarrow 0$ ), mientras que si hay coalescencia y dispersión las composiciones tenderán a igualarse y, en el límite, la fase se comporta como microfluido ( $I \rightarrow \infty$ ). Puede obtenerse la conversión con este modelo para cualquier cinética, RTD y sistema de reacciones y alimentación.<sup>6b</sup>

### Tiempo de mezcla.-

El tiempo que tarda en efectuarse la mezcla depende del tipo de flujo en el reactor, que lleva asociada una distribución de tiempos de residencia (aunque una misma RTD puede corresponder a tipos de flujo distintos, con tiempos de mezcla diferentes).

El tiempo de mezcla no tiene influencia con flujo en pistón o macrofluidos, mientras que esta va creciendo a medida que la RTD se acerca a la mezcla completa y el grado de segregación al microfluido:

- Para una RTD próxima al flujo de pistón (pulsación ideal), el grado de segregación tendrá poca influencia, como hemos visto, y como apenas hay mezcla de fluidos con tiempos de residencia diferente tampoco afecta mucho un tiempo de mezcla grande o pequeño.
- Para una RTD próxima a la exponencial decreciente del flujo en mezcla completa, el grado de segregación tiene gran influencia, de forma que para macrofluidos (en todos los casos) o tiempos de mezcla grandes (microfluidos), la conversión será parecida y viene dada por la ec.1 anterior; para microfluidos con tiempos de mezcla pequeños vendrá dada por la ecuación de diseño ordinaria de los reactores de mezcla completa.
- Para RTD arbitraria la ec.1 representa un extremo, mientras que el cálculo del otro límite de conversión es difícil; suele ser preferible deducir un modelo aproximado como antes y calcular la conversión con el mismo.

Efecto de la cinética.- La segregación y el tiempo de mezcla aumentan la conversión para  $n > 1$ , y viceversa; cuando  $n = 1$ , no depende de estos factores, y puede despreciarse en general para reacciones simples, aunque su efecto sobre la distribución de productos puede ser importante en las múltiples.

En cuanto al efecto de la conversión, para  $x$  pequeñas apenas influyen la RTD, segregación o tiempo de mezcla, con valores intermedios empieza a influir más la RTD, y para valores de la conversión elevados todos los factores pueden adquirir gran importancia.

<sup>6</sup> Id. Cap.10. Tabla 1 y figs.3-4 (a) fig.6 (b).

**Mezcla de dos fluidos.-**

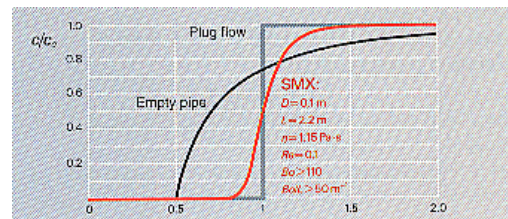
Si el tiempo de homogeneización de A y B no es pequeño comparado con la reacción A+B (fluidos viscosos o reacciones muy rápidas), existirá un problema de mezcla; los casos extremos corresponden a microfluidos (se comportarán del modo esperado) y macrofluidos (donde no hay reacción por falta de contacto).

En los casos reales habrá zonas ricas en A y en B; la segregación parcial requerirá un aumento del tamaño del reactor, y como la reacción se efectúa a diferentes velocidades en el mismo, el producto puede tener distintas propiedades de un punto a otro.

MEZCLADORES ESTATICOS

Una unidad de mezcla estática consiste en una serie de elementos guía estacionarios, emplazados a lo largo de un tubo, conducto o columna, en una configuración compacta que logra la mezcla de fluidos utilizando la propia energía del flujo (bombeo). Constituyen medios simples y efectivos de mezcla para situaciones de proceso variadas y difíciles, incluyendo los reactores químicos, de modo ambientalmente atractivo y seguro. No solo combinan los fluidos eficientemente, sino que maximizan la transferencia de masa-calor y estrechan la RTD, todos ellos aspectos deseables en los reactores, que precisan el control de la mezcla, cinética y tiempos para lograr una conversión, selectividad y calidad óptimas; podemos relacionar estos parámetros con los mezcladores estáticos por medio de los conceptos de tiempo medio de residencia, de mezcla, reacción y RTD.<sup>7</sup>

Para procesos continuos suele ser interesante alta mezcla radial (equalización de concentración y temperatura), y mínima retromezcla axial (equalización de velocidad), que puede medirse con el n° de Bodenstein:  $Bo=0$  (mezcla completa) y  $Bo=\infty$  (flujo de pistón); en la fig. puede observarse la respuesta en escalón de un mezclador estático ( $Bo \geq 50$  por metro de longitud para flujo viscoso), que indica una RTD estrecha (eliminación de canalizaciones y estancamientos, con buenas características de autolimpieza).



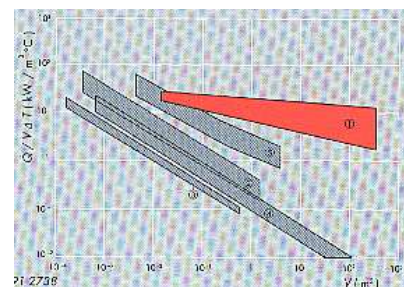
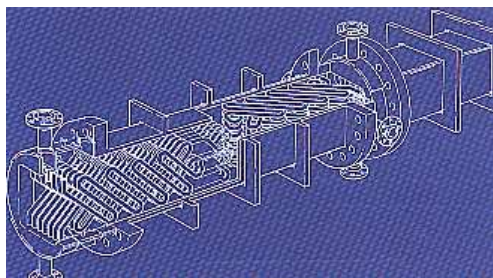
Los reactores tubulares planos son inapropiados para reacciones con flujo laminar, por su amplia RTD, y la situación se agrava si el calor de reacción es elevado, pudiendo crear significativas diferencias de temperatura entre el centro y la pared interna; estos problemas se reducen con mezcladores estáticos, que exaltan la mezcla radial, simultáneamente a la transferencia de calor por convección forzada.

En otros casos, la RTD cambia durante la reacción, como en los procesos de polimerización con grandes incrementos de la viscosidad, que no pueden ser manejados en un tubo vacío (el monómero de baja viscosidad en el centro tenderá a pasar deprisa, mientras otra porción llenará el reactor con zonas estancadas altamente viscosas). En sistemas acuosos (hidrólisis, esterificaciones, etc) puede surgir otro problema completamente diferente de RTD, como son las fuerzas de convección libres (favorecidas por el diámetro grande del tubo, la baja viscosidad y velocidad de flujo), que aproximan al comportamiento de tanque agitado, y pueden también minimizarse con columnas provistas de elementos estáticos.

Los reactores ordinarios de flujo de pistón pueden tener otras dificultades, como las reacciones fuera de control por altas concentraciones, bajas velocidades de flujo o longitudes inusuales; una solución en estos casos es emplear mezcladores estáticos en reactores de lazo: la concentración de reactivos en todos los puntos es algo mayor que en un RCTA pero mucho menor que en flujo de pistón; el tiempo de residencia, mezcla y transferencia de calor de estos sistemas pueden ajustarse casi sin limitación con el número de elementos mezcladores, su relación L/D, los puntos de alimentación y la tasa de recirculación.

Por su parte, el control de la exotermicidad en reactores isotérmicos solo es posible con un buen intercambio de calor superficial por u.d.V, pero esta relación y el coeficiente de transferencia disminuyen con el diámetro, y es especialmente difícil con flujo laminar o viscoso. Una estrategia es dividir el flujo con multitubos paralelos, aunque pueden presentar problemas de maldistribución (sobre todo en reacciones gas-líquido, con cambios de fase o viscosidad); por ello se ha desarrollado un reactor-mezclador con tubos estáticos por los que circula un fluido térmico, con una gran capacidad de mezcla y transferencia interna (casi constante vs volumen del equipo): como resultado, apenas se producen diferencias radiales de temperatura o concentración, mientras se mantiene una alta fracción vacía.

En la fig. puede observarse la capacidad de transferencia de calor de varios tipos de reactores laminares: con mezclador-cambiador estático (1), mezclador estático monotubo simple (2), tubo vacío (3), tanque agitado (4) y extrusor (5). Puede operarse en flujo de pistón, lazo de recirculación o combinación de ambos.



<sup>7</sup> Streiff, F.A. & Rogers J.A.; "Don't overlook static-mixer reactors", Chem.Eng. 101(6), 76-82 (1994). Vease también la Guía, mecanismos y diseño de mezcladores estáticos en: Chem.Eng.Prog. 93(6), 28 (1997).

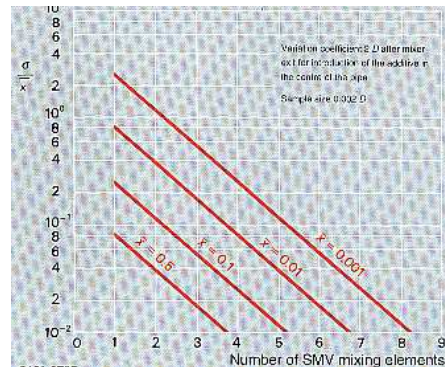
En las reacciones heterogéneas, como veremos, la transferencia de materia entre fases es a menudo más crítica que la reacción misma, y dicho transporte está determinada por las características de los reactivos, así como por el *input* energético específico  $E$  (udm), velocidad de flujo y caída de presión: por ejemplo, los sistemas líquido-líquido y gas-líquido están gobernadas por la relación  $k_L a / \phi = E^{0.8}$ , y la alta viscosidad limita la solubilidad y transferencia entre fases ( $\propto \eta^{0.7}$ ), debiéndose compensar esta resistencia con fuerte aplicación de energía o dilución. Una forma de suministrar energía efectivamente es mediante reactores de lazo circulante provistos de mezcladores estáticos.

Los mezcladores estáticos se usan como reactores o contactores gas-líquido, tanto en procesos donde el gas como el líquido son la fase dispersa y la otra continua; y una innovación reciente es su empleo como estructura de soporte para catalizadores en reacciones gaseosas (o de 3 fases): esta combinación permite alta mezcla radial con bajas pérdidas de carga (comparado con lechos fijos) y transferencias másicas 4-5 veces superiores a las estructuras de canales paralelos.

En resumen, la mezcla estática es una homogeneización en línea (sin empleo de partes móviles), donde la acción se logra por la división, extensión y transposición continua de los componentes, de forma que se equalizan las diferencias de composición, temperatura y velocidad en la sección radial de flujo (historias uniformes del producto); la energía necesaria viene suministrada por las bombas y ventiladores de los componentes a mezclar (a velocidades constantes). Se usan no solo en operaciones de mezclado, sino de intercambio de calor y reacciones químicas, que precisan, además de una buena combinación, transferencia térmica, tiempo de residencia uniforme, y en el caso de más de una fase, dispersión y contacto íntimos. En reactores tubulares proporcionan condiciones de reacción controladas de gran efectividad, sobre todo con mezcla y transferencia de calor simultáneas (temperatura). También ayudan al cambio de procesos batch a continuos, y dado que sus características hidrodinámicas son conocidas, el escalado resulta fiable.

Sus principios de diseño son canales de intersección abiertos, donde la mezcla no es aleatoria, sino que sigue un patrón geométrico reproducible con baja demanda energética y costes operativos (alta eficacia de mezcla con baja caída de presión y longitud de instalación); no se requieren motores ni cables, lo que resulta en ahorros de inversión y mantenimiento, y se eliminan problemas de estanqueidad; las fuerzas de cizalladura suelen ser pequeñas, lo que permite procesar los materiales con suavidad.

El número de elementos necesarios de mezcla para una aplicación específica dependerá de la homogeneidad requerida (expresada como desviación standard) y de la relación volumétrica de los componentes  $x: v_1/(v_1+v_2)$ . El diagrama representa el comportamiento de un mezclador Sulzer<sup>TM</sup> para flujo turbulento.



Las aplicaciones pueden ser para baja viscosidad, gases, líquidos inmiscibles, dispersión gas-líquido, absorción en co-corriente, suspensiones, pastas viscosas y sólidos.