



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

**DESENVOLVIMENTO E OTIMIZAÇÃO DE MISTURADOR
ESTÁTICO COM O USO DA FLUIDODINÂMICA
COMPUTACIONAL (C.F.D.)**

CELSO FERNANDES JOAQUIM JUNIOR

Orientador: Prof. Dr. José Roberto Nunhez

Co-orientador: Prof. Dr. Efraim Cekinski

Tese de doutorado apresentada à Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de
Doutor em Engenharia Química

Campinas – São Paulo – Brasil

Mai - 2008

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE -
UNICAMP

J574d Joaquim Junior, Celso Fernandes, 1971-
Desenvolvimento e otimização de misturador estático
com o uso da fluidodinâmica computacional / Celso
Fernandes Joaquim Junior. --Campinas, SP: [s.n.], 2008.

Orientadores: José Roberto Nunhez, Efraim Cekinski.
Tese de Doutorado - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Misturas. 2. Mistura (química) - Dinâmica dos
fluidos. 3. Fluidodinâmica computacional (CFD). I.
Nunhez, José Roberto. II. Cekinski, Efraim. III.
Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de
Engenharia Química. IV. Título.

Título em Inglês: Development and optimization of a static mixer with the
use of computational fluid dynamics (C.F.D.)

Palavras-chave em Inglês: Mixing, Static mixer, Computational fluid
dynamics (CFD)

Área de concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos

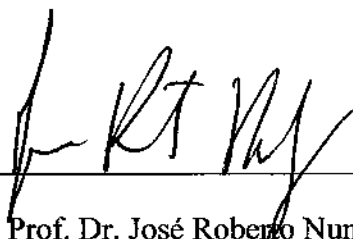
Titulação: Doutor em Engenharia Química

Banca examinadora: Marcelo Martins Seckler, Marcos Akira D'Avila,
Milton Mori, Valter Cesar de Souza

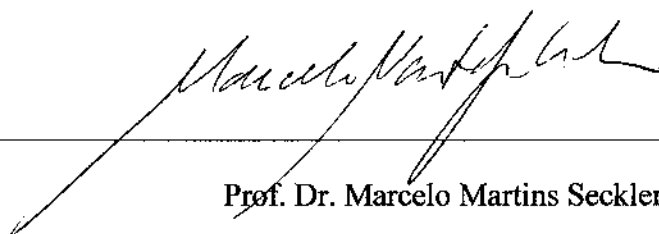
Data da defesa: 29/05/2008

Programa de Pós Graduação: Engenharia Química

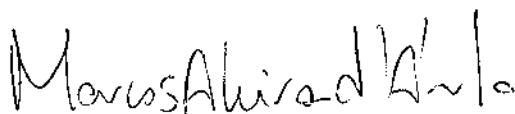
Dissertação de Tese de Doutorado defendida por Celso Fernandesⁱⁱⁱ
Joaquim Junior e aprovada em 29 de maio de 2008 pela banca examinadora
constituída pelos doutores:




Prof. Dr. José Roberto Nunhez



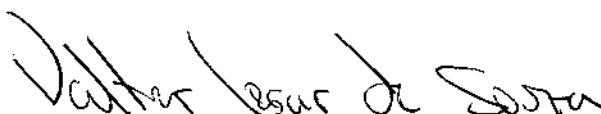
Prof. Dr. Marcelo Martins Seckler



Prof. Dr. Marcos Akira D'Avila



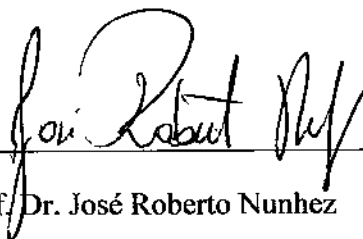
Prof. Dr. Milton Mori



Dr. Valter Cesar de Souza

200826787

Este exemplar corresponde à versão final da Tese de Doutorado em Engenharia Química defendida pelo Eng. Celso Fernandes Joaquim Junior e aprovada pela banca em 29 de maio de 2008.

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'José Roberto Nunhez', is written over a horizontal line. The signature is stylized and cursive.

Prof. Dr. José Roberto Nunhez

Orientador

Dedico este trabalho às minhas filhas, Laura e Sofia,
cuja existência justifica quaisquer esforços.

AGRADECIMENTOS

Ao meu orientador e amigo prof. Dr. José Roberto Nunhez por todo o auxílio, dedicação e valiosas orientações.

Ao meu co-orientador e amigo prof. Dr. Efraim Cekinski, pesquisador do IPT, pela prestimosa e inestimável ajuda.

Ao Dr. Marcelo Seckler, pesquisador do IPT, por toda sua colaboração no transcorrer do presente projeto.

Ao eng. Álvaro Reynold e toda a equipe de alunos e estagiários do IPT, pelo inestimável trabalho nas simulações e análises.

Ao amigo MSc. Luís Antonio Galhego Fernandes pela parceria e companhia nas noites e finais de semanas dispendidos durante o transcorrer deste curso.

À minha esposa Elaine pelo incentivo, apoio e auxílio, sem os quais este trabalho não teria sido concretizado.

Aos meus irmãos, pelos exemplos de garra e vontade.

Aos meus pais, por tudo.

RESUMO

Nos processos convencionais de agitação e mistura um acionamento, através de um eixo-árvore, rotaciona um ou mais impelidores no interior de um fluido, normalmente contido em um vaso de processo. Os processos de mistura que usam dispositivos estáticos no interior de dutos de escoamento são uma opção aos processos convencionais, tendo crescente aplicação e interesse, visto utilizar-se de parte da energia cedida para o bombeamento dos fluidos, permitindo a mistura em um processo contínuo, minimizando o uso de equipamentos e instalações industriais. Contudo, sua aplicação ainda é restrita a alguns processos específicos por questões tecnológicas e, principalmente, pelo pouco conhecimento de técnicos e engenheiros dos fenômenos físicos que regem sua aplicabilidade. A inexistência de tecnologia e conhecimento nacional nesta área impõe a dependência frente a empresas estrangeiras, encarecendo e dificultando sua aplicação. Na última década, técnicas computacionais tem sido utilizadas para o projeto e otimização desses dispositivos, conhecidos como misturadores estáticos, com destaque para a fluidodinâmica computacional – CFD (*Computational Fluid Dynamics*).

Este trabalho tem como objetivo, através da aplicação de técnicas de CFD, permitir um melhor entendimento dos fenômenos que regem o escoamento de fluidos no interior de misturadores estáticos, especificamente desenhados para esta análise, permitindo sugerir e estudar seus desenhos, propondo soluções e modificações a fim de melhorar a mistura e minimizar o gasto de energia no processo.

A ferramenta de CFD utilizada foi o pacote computacional CFX. Os resultados obtidos permitiram uma boa compreensão dos fenômenos envolvidos e foram coerentes com os dados experimentais disponíveis na literatura. Foram criados dois novos conceitos geométricos de misturadores estáticos, denominados de EDA e ALETAS, cujas performances permitem seu emprego em condições reais de aplicação na indústria.

Palavras chave: misturas, mistura (química) – dinâmica dos fluidos, fluidodinâmica computacional (CFD).

ABSTRACT

On conventional mixing processes, a shaft rotates one or more impellers in a fluid generally inside a process vessel. The mixing processes that use static mixers on tube fluid flow are an option to conventional processes which application and interest is continuously growing, minimizing the use of equipment industrial devices. However its application is restricted to some specific processes because of technological reasons and mainly due to the lack or absence of acknowledgement of technicians and engineers about the physical phenomena involved on static mixing application. The absence of national technology on this field, demands foreign companies' technological dependence, making more difficult more and turning expensive the applications. On the last decade, computational techniques have been used for the design and optimization of these equipments, known as static mixers, specially the computational fluid dynamics – CFD. This research has the goal, by using CFD techniques, to allow a better understanding of the phenomena that determine the fluid flow in static mixers specifically designed for this analysis, permitting to study and suggest modifications and solutions to increase mixing and minimize power consumption on the process. The CFD tool used was the CFX package. The results obtained permitted a good comprehension of the phenomena involved and were in accordance with experimental data available on literature review. Two new geometric concepts of static mixers were created, named EDA and ALETAS, whose performances allow their use on industrial applications.

Key-words: mixing, static mixer, computational fluid dynamics (CFD).

SUMÁRIO

RESUMO	vii
ABSTRACT	viii
LISTA DE FIGURAS	xii
LISTA DE TABELAS	xvii
NOMENCLATURA.....	xviii
CAPÍTULO 1	1
1 Introdução.....	1
1.1 Motivação pelo Tema.....	1
1.2 Objetivos.....	2
1.3 Organização da Tese.....	3
CAPÍTULO 2	4
2 Revisão de Literatura.....	4
2.1 Histórico	4
2.2 Tipos de Misturador Estático.....	5
2.3 Eficiência de Mistura.....	11
2.3.1 Regime Laminar	11
2.3.2 Regime Turbulento	13
2.3.3 Parâmetros de Avaliação da Eficiência de Mistura	15
2.4 Perda de Carga.....	16
2.5 Aplicações de CFD em Misturadores Estáticos	19

SUMÁRIO

CAPÍTULO 3	34
3 Modelagem Matemática	34
3.1 Modelo Matemático.....	34
3.1.1 Introdução	34
3.1.2 O Método dos Volumes Finitos.....	34
3.1.3 Princípio da Conservação	36
3.1.4 Conservação de Massa.....	36
3.1.5 Conservação da Quantidade de Movimento	37
3.1.6 Turbulência.....	37
3.2 Resolução Numérica.....	38
3.2.1 Discretização do Domínio	38
3.3 Simulação e Critérios.....	40
3.3.1 Considerações Gerais	41
3.3.2 Características da Malha Utilizada	41
3.3.3 Condições de Contorno	44
3.3.4 Características dos Fluidos Simulados e Regimes de Escoamento.....	46
 CAPÍTULO 4	 49
4 Resultados.....	49
4.1 Fase 1	49
4.1.1 Zigue-zague	49
4.1.2 Tipo S	51
4.1.3 Tipo S Cruzado.....	53
4.2 Fase 2.....	55
4.2.1 S Triplo	55
4.2.2 S Triplo Cruzado	57
4.2.3 Escamas	59
4.3 Fase 3	62
4.3.1 Escama Dupla	63
4.3.2 Aletas 45°	65

SUMÁRIO

4.4	Fase 4.....	69
4.4.1	Regime Laminar	69
4.4.2	Regime Turbulento	72
4.4.3	Comparação com Dados da Literatura	82
CAPÍTULO 5		85
5	Conclusões.....	85
CAPÍTULO 6		88
6	Referências Bibliográficas.....	88

LISTA DE FIGURAS

2.1	Misturador estático tipo Kenics KMS. Fonte: Chemineer (2006).....	7
2.2	Misturador estático tipo Kenics KMX. Fonte: Chemineer (2006)	7
2.3	Misturador estático tipo Kenics HEV. Fonte: Chemineer (2006)	8
2.4	Misturador estático tipo KVM. Fonte: Sulzer (2006).....	8
2.5	Misturador estático tipo SMX. Fonte: Sulzer (2006)	9
2.6	Misturador estático tipo SMV. Fonte: Sulzer (2006)	9
2.7	Misturador estático tipo SMF. Fonte: Sulzer (2006).....	10
2.8	Misturador estático tipo ISG	10
2.9	Seções transversais do misturador estático Kenics KMS em processo de mistura em escoamento laminar. Fonte: Etchells III e Meyer (2004)	11
2.10	Seções transversais do misturador estático Sulzer SMX em processo de mistura em escoamento laminar. Fonte: Etchells III e Meyer (2004)	12
2.11	Estiramento das camadas – mecanismo de mistura para o regime laminar. Fonte: Chemineer (2006).....	12
2.12	Desenho esquemático de geração de turbulência. Fonte: Chemineer (2006).....	14
2.13	Foto de geração de turbulência. Fonte: Chemineer (2006)	14
2.14	Dispersão turbulenta de líquidos. Fonte: Chemineer (2006).....	15
2.15	Dispersão turbulenta de gás em líquido. Fonte: Chemineer (2006)	15
2.16	Misturador estático Kenics estudado por Bakker, et al (1998).....	20
2.17	Perfil de concentrações no misturador. Fonte: Bakker et al. (1998)	23
2.18	Misturador estático SMX. Fonte: Szalai et al. (2002)	26
2.19	Padrões de mistura gerados por fluxo com número de Reynolds igual a 1 no misturador estático SMX. Fonte: Szalai et al. (2002)	28

LISTA DE FIGURAS

2.20	Comparações de perdas de carga com misturador Kenics com 24 elementos: (a) baixa vazão, apenas efeitos viscosos; (b) vazão moderada, efeitos inerciais também são importantes. Fonte: Szalai et al. (2002).....	31
2.21	Seções do campo de estiramento no misturador estático Kenics para vazão moderada. Fonte: Szalai et al. (2002).....	32
3.1	Malha gerada na seção transversal do tubo	42
3.2	Malha gerada em um elemento do misturador tipo S.....	43
3.3	Detalhe da malha gerada para o misturador estático tipo Escama dupla.....	43
3.4	Malha gerada na entrada do misturador estático	44
3.5	Campo de velocidades na entrada do misturador	45
4.1	Geometria do misturador estático tipo Zigue-zague.....	49
4.2	Perfil de velocidades do misturador estático Zigue-zague em corte longitudinal.....	50
4.3	Perfil de concentrações do misturador estático Zigue-zague em corte longitudinal.....	50
4.4	Misturador Zigue-zague – Perfis de concentrações na seção transversal.....	51
4.5	Geometria do misturador estático tipo S	51
4.6	Perfil de concentrações do misturador estático tipo S em corte longitudinal.....	52
4.7	Misturador tipo S – Perfis de concentrações na seção transversal	52
4.8	Geometria do misturador estático tipo S cruzado.....	53
4.9	Misturador tipo S cruzado – Perfis de concentrações na secção transversal.....	54
4.10	Perfis de concentrações dos misturadores Zigue-zague, S e S cruzado para $L/D=24$	54

LISTA DE FIGURAS

4.11	Geometria do misturador tipo estático S triplo.....	55
4.12	Perfil de concentrações do misturador estático S triplo em corte longitudinal.....	56
4.13	Misturador tipo S triplo – Perfis de concentrações na secção transversal.....	56
4.14	Perfis de concentrações dos misturadores S, S cruzado e S triplo para $L/D=24$	57
4.15	Geometria do misturador estático tipo S triplo cruzado.....	57
4.16	Perfil de concentrações do misturador estático S triplo cruzado em corte longitudinal.....	58
4.17	Misturador tipo S triplo cruzado – Perfis de concentrações na secção transversal.....	58
4.18	Geometria do misturador estático tipo Escamas.....	59
4.19	Perfil de concentrações do misturador estático tipo Escamas em corte longitudinal.....	60
4.20	Perfil de velocidades do misturador estático tipo Escamas em corte longitudinal.....	60
4.21	Misturador tipo escamas - Perfis de concentrações na secção transversal.....	61
4.22	Perfis de concentrações dos misturadores S triplo, S triplo cruzado e Escamas para $L/D=24$	61
4.23	Perfis de concentrações dos misturadores S, Zigue-zague, S cruzado, S triplo, S triplo cruzado e Escamas para $L/D=24$	62
4.24	Geometria do misturador estático tipo Escama dupla	63

LISTA DE FIGURAS

4.25	Misturador tipo escama dupla – Perfis de concentrações na secção transversal.....	64
4.26	Perfil de velocidades do misturador estático Escama dupla em corte transversal (L/D=4).....	64
4.27	Perfil de concentrações do misturador estático Escama dupla em corte longitudinal.....	65
4.28	Geometria do misturador tipo Aletas 45° (ALETAS)	66
4.29	Misturador tipo Aletas – Perfil de concentrações na seção transversal.....	66
4.30	Perfil de velocidades do misturador estático Aletas em corte longitudinal (L/D=4)	67
4.31	Comparação dos perfis de concentrações transversais para os misturadores Escamas duplas e Aletas para L/D=4	68
4.32	Curvas de tendências do coeficiente de variação (cv) em função de L/D em regime laminar.....	70
4.33	Curvas de tendência das perdas de cargas dos misturadores estáticos em função de L/D em regime laminar	71
4.34	Curvas de tendência dos parâmetros (cv*ΔP) dos misturadores estáticos em função de L/D em regime laminar	72
4.35	Geometrias dos Misturadores Escama dupla: (a) Escama Dupla; (b) Escama dupla A; (c) Novo Escama dupla A; (d) Escama dupla B.....	73
4.36	Definição dos ângulos simulados (α) dos misturadores Aletas	74
4.37	Misturador estático Sulzer SMX	74
4.38	Comparação de perda de carga para L/D=4 dos misturadores simulados na fase 4, em regime turbulento.....	75

LISTA DE FIGURAS

4.39	Comparação de perda de carga para $L/D=12$ dos misturadores simulados na fase 4, em regime turbulento.....	76
4.40	Comparação do coeficiente de variação (cv) para $L/D=4$ dos misturadores simulados na fase 4, em regime turbulento	77
4.41	Comparação do coeficiente de variação (cv) para $L/D=12$ dos misturadores estudados na fase 4 – mistura 2	78
4.42	Curvas de tendências das variações de cv em função de L/D para o regime turbulento.....	79
4.43	Curvas de tendências das perdas de cargas em função de L/D para o regime turbulento.....	80
4.44	Comparação em regime turbulento das simulações dos misturadores EDA, Aletas e Sulzer SMX para $L/D = 4$	81
4.45	Comparação em regime turbulento das simulações dos misturadores EDA e Kenics para $L/D = 12$	82

LISTA DE TABELAS

2.1	Parâmetros de mistura e perda de carga para misturadores estáticos em regime laminar	18
2.2	Parâmetros de mistura e perda de carga para misturadores estáticos em regime turbulento.....	19
2.3	Cálculo de perdas de carga para o misturador Kenics.....	22
2.4	Valores comparativos de perdas de carga.....	22
3.1	Equações de conservação em coordenadas cartesianas.....	35
3.2	Características físicas do fluido simulado nas fases 1 a 3	46
3.3	Características físicas dos componentes – fases 1 a 3	46
3.4	Características físicas das matérias-primas e misturas utilizadas na fase 4	47
3.5	Vazões e número de Reynolds para ensaios com as misturas na fase 4.....	48
4.1	Comparação da redução percentual de cv e ΔP nos misturadores tipo Escama dupla alterados em relação ao modelo inicial, para $L/D=12$	79
4.2	Parâmetros de perda de carga e mistura em regime laminar para alguns misturadores estáticos.....	83
4.3	Comparações de perda de carga em regime laminar	84

NOMENCLATURA

Letras Latinas

C	concentração da amostra	
\bar{C}	concentração média da amostra	
cv ou $\frac{\sigma}{C}$	coeficiente de variação	
cv* ΔP	parâmetro de avaliação de desempenho em misturadores estáticos	(atm)
D	diâmetro interno da tubulação ou do misturador estático	(mm)
K_i	fator de correlação entre o coeficiente de variação e a relação L/D em misturadores estáticos	
K_{iL}	fator de correlação entre o coeficiente de variação e a relação L/D em misturadores estáticos em regime laminar	
K_L	fator de proporcionalidade entre a perda de carga gerada pelo misturador estático e a perda de carga gerada pelo tubo vazio em regime laminar	
K_p	Ne*Re – adimensional usado como analogia à constante de potência dos agitadores mecânicos convencionais	
K_T	fator de proporcionalidade entre a perda de carga gerada pelo misturador estático e a perda de carga gerada pelo tubo vazio em regime turbulento	
L	comprimento do misturador estático	(mm)
L/D	relação entre o comprimento do misturador estático e o diâmetro interno do tubo	

NOMENCLATURA

n	tamanho da amostra	
Ne	número de Newton	
Re	número de Reynolds	
v_s	velocidade média do escoamento	(m/s)
Z	relação entre a perda de carga gerada pelo misturador estático e a perda de carga gerada pelo tubo vazio	

Letras Gregas

α	ângulo de ataque do misturador estático com relação ao fluido	(°)
ρ	densidade do fluido	(kg/m ³)
σ	desvio-padrão amostral	
σ^2	variância da concentração da amostra	
μ	viscosidade do fluido	(Pa.s)
ΔP	perda de carga entre entrada e saída do misturador	(atm)
ΔP_{PIPE}	perda de carga gerada pelo tubo vazio	(atm)
ΔP_{SM}	perda de carga gerada pelo misturador estático	(atm)

CAPÍTULO 1

1 Introdução

1.1 *Motivação pelo Tema*

A otimização de um sistema de agitação consiste em atingir-se a melhor eficiência de agitação ou mistura, com o menor consumo de potência ou gasto de energia.

Inúmeros tipos e desenhos de impelidores foram desenvolvidos e aplicados visando, quase sempre, atenderem a objetivos específicos.

Na indústria, entretanto, a otimização requer também flexibilidade operacional, demandando-se, assim, equipamentos e agitadores versáteis, para atender às diversas fases de um processo, mesmo com produtos de características distintas.

Os misturadores estáticos constituem-se de elementos defletores, montados no interior de trechos de tubos. A mistura ocorre pela ação de difusão do escoamento ao passar pelos elementos do misturador. A energia utilizada para a mistura é decorrente da perda de carga gerada pelo fluido ao percorrer os elementos de mistura por ação de bombeamento mecânico ou da gravidade.

Os misturadores estáticos podem ser aplicados em processos por batelada, em recirculação, ou em processos contínuos. Em diversas aplicações, os misturadores estáticos caracterizam-se como uma alternativa ao emprego de tanques agitados convencionais, dispensando os investimentos em acionamentos, caixas redutoras, sistemas de selagem, eixos-árvores, impelidores, tanques e instalações, uma vez que a mistura pode ser efetuada em linha, no interior das tubulações. Portanto, os custos operacionais e o capital empregado para o processo de mistura com os misturadores estáticos são menores do que para os misturadores dinâmicos. Adicionalmente, os misturadores estáticos podem ser empregados em sistemas de agitação e mistura existentes, atuando antes ou após o processo, contribuindo para melhorar a sua eficiência.

Embora a aplicação empírica de misturadores estáticos remonte à década de 1950, somente a partir da década de 1970 seu estudo ganhou conotações científicas e acadêmicas. A partir das décadas de 1980 e 1990, com o desenvolvimento da fluidodinâmica computacional, os estudos sobre misturadores estáticos obtiveram avanços relevantes.

No Brasil, inexistem estudos publicados sobre estes aparatos, bem como não é conhecida nenhuma empresa que os produza ou comercialize com tecnologia nacional. Suas aplicações em nossas indústrias de processos, restritas e recentes, dependem de tecnologia de desenvolvimento e de aplicação estrangeiras, encarecendo e dificultando seu emprego (Joaquim Jr, 2000).

Para o desenvolvimento de um novo desenho de misturador estático ou para a otimização de modelos já aplicados, faz-se imprescindível conhecer os fenômenos envolvidos no escoamento, bem como os parâmetros que os influenciam.

O estudo através de ensaios em laboratório, embora útil, permite apenas o conhecimento parcial dos fenômenos, limitando sua análise e domínio.

A utilização da modelagem numérica com fluidodinâmica computacional (CFD), complementada e validada pela comparação com ensaios experimentais, garante um minucioso e detalhado entendimento do escoamento, uma vez que permite a visualização e cálculo dos fenômenos e grandezas físicas ponto a ponto, ao longo do misturador, possibilitando modificações em sua geometria.

1.2 Objetivos

O presente estudo objetivou desenvolver misturadores estáticos através das seguintes etapas:

- criação e proposição de geometrias de misturadores estáticos;
- análise do comportamento do escoamento;
- alterações nas geometrias propostas e reavaliação do escoamento;
- comparações com dados experimentais de misturadores estáticos disponíveis na literatura.

1.3 Organização da Tese

Capítulo 2 – Revisão de literatura: São apresentados alguns modelos tradicionais de misturadores estáticos desenvolvidos, os seus principais conceitos e um histórico de sua evolução. Os principais parâmetros para caracterização de sua eficiência de mistura e consumo de energia são apresentados. São abordados trabalhos com misturadores estáticos com a utilização da fluidodinâmica computacional.

Capítulo 3 – Modelagem Matemática:

3.1 – Modelo matemático: São apresentadas as equações de transporte e conservação utilizadas, bem como o modelo de turbulência.

3.2 – Resolução Numérica: É apresentado sucintamente o método dos volumes finitos. São abordados os dois tipos principais de malhas adotados para a discretização do domínio e justificado o uso da malha tetraédrica.

3.3 – Simulação e Critérios: São descritas as etapas envolvidas em um processo de simulação em CFD. É apresentado o modelo adotado nas simulações para a conservação da massa da mistura considerada de dois componentes de um fluido. É apresentado o critério de fechamento do balanço da fração mássica. A malha utilizada é caracterizada e apresentada, assim como o regime e o critério de convergência. São descritas as condições de contorno utilizadas e as fases de simulação que compõe este trabalho.

Capítulo 4 – Resultados: Neste capítulo são descritas as simulações efetuadas nas fases deste trabalho e seus principais resultados, utilizados a cada fase subsequente. São caracterizados e apresentados todos os desenhos de misturadores estáticos simulados e suas principais características, obtidas com as simulações, através dos perfis de concentrações nas seções longitudinais e transversais. A perda de carga e o desempenho de mistura dos misturadores simulados são comparados. Também são comparados os resultados obtidos nas simulações com dados disponíveis na literatura

Capítulo 5 – Conclusões: São apresentadas as conclusões obtidas com os resultados deste trabalho, bem como sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 6 – Referências Bibliográficas: são listadas as principais referências bibliográficas utilizadas na composição deste trabalho.

CAPÍTULO 2

2 Revisão de Literatura

2.1 *Histórico*

De acordo com Etchells III e Meyer (2004), no início da década de 1950, diversos dispositivos foram desenvolvidos na indústria para lidar com problemas de regiões de não-uniformidade de temperaturas em linhas de transferência de polímeros. Estes dispositivos eram denominados homogeneizadores de temperatura e inversores de fluxo, uma vez que, pela deflexão do escoamento, promoviam a redução dos gradientes radiais de temperatura.

Segundo os mesmos autores, uma das primeiras unidades industriais utilizadas foi o dispositivo denominado Kenics, patenteado pela empresa *Kenics Corporation*, composto por elementos em helicóides sequencialmente invertidos. Estes dispositivos foram denominados de misturadores estáticos, uma vez que não possuem partes móveis, sendo o fluido que se movimenta ao longo do mesmo.

Ainda de acordo com Etchells III e Meyer (2004), ao longo dos anos, muitas empresas desenvolveram diferentes tipos e configurações de misturadores estáticos, todos baseados no princípio do redirecionamento do escoamento radialmente, através de elementos defletores metálicos.

Myers et al. (1977) apresentaram algumas aplicações para misturadores estáticos: em processos contínuos; em sistemas cujas taxas de alimentação dos componentes é uniforme; em reações com tempos de residência curtos; com sólidos com pequenos tamanhos de partículas; em sistema de fase gasosa contínua; em sistemas com altas pressões de operação e em processos e sistemas com pouco espaço disponível e dificuldade de acesso a manutenção.

Segundo Boss e Czastkiwicz (1982), os misturadores estáticos consomem menos energia do que os misturadores dinâmicos uma vez que a energia utilizada no processo de mistura é decorrente da perda de carga gerada pela passagem do fluido pelos elementos de mistura. Ainda de acordo com os mesmos autores, os misturadores estáticos são aptos a serem empregados em uma ampla faixa de temperaturas e pressões.

Segundo Oldshue (1983), os misturadores estáticos são também chamados de “geradores de superfície interfacial”. Sua estrutura interna é rígida e pode ser soldada ou desmontável, fixada no interior de um trecho de tubo, conectado a uma tubulação. Segundo este autor, sua construção é metálica, podendo serem fabricados em outros materiais como o poliéster reforçado com fibra de vidro. Sua ação de mistura ocorre pela passagem do fluido através dos elementos do misturador e são classificados pelo regime de escoamento em que operam; laminar ou turbulento. De acordo com Oldshue (1983), aplicações em regimes de transição somente são feitas pelos fabricantes de misturadores estáticos após testes específicos.

Ainda segundo Oldshue (1983), os misturadores estáticos podem ser aplicados em processos onde existam reações químicas, em mistura de produtos sensíveis ao cisalhamento, em sistema de tratamento de água, no contato químico entre a biomassa e o lodo. São úteis em processos envolvendo transferência de momentos, troca térmica e transferência de massa, podendo ser aplicados em diversas indústrias e processos.

Segundo Rauline et al. (1998), a perda de carga gerada em função da vazão de fluido e do diâmetro da tubulação é o principal parâmetro de comparação entre misturadores estáticos. De acordo com o autor, parâmetros para comparação da eficiência de mistura têm sido introduzidos nas pesquisas com misturadores estáticos, baseados na variância da concentração, no tempo de residência e na natureza caótica do fluxo, bem como no tipo de deformação que se promove na mistura.

Para Barrué et al. (2002), a fluidodinâmica computacional pode contribuir significativamente para a melhoria dos parâmetros de projetos de misturadores estáticos, uma vez que permite melhor compreensão dos fenômenos do escoamento.

2.2 Tipos de Misturador Estático

Fernandes (2005) cita diversos autores que pesquisaram e propuseram diferentes tipos de misturadores estáticos:

Taber e Hawkins (1959) patentearam um misturador estático em linha, composto por um metal espiralado inserido num tubo, para a mistura de resinas viscosas.

Nobel (1962) patenteou um elemento de mistura que permite a divisão do escoamento em um tubo por meio de dois anéis.

Schippers (1965) utilizou elementos de mistura com dutos retangulares. Ingles (1963) utilizou elementos de mistura compostos por quatro grupos de dutos circulares adjacentes, cada qual rotacionando o fluxo de líquido em 90°.

Armeniades (1966) desenvolveu um desenho de misturador estático com baixa geração de perda de carga, atualmente desenvolvido e utilizado pela empresa Chemineer Inc. com a marca Kenics. O projeto consiste em uma série de elementos estáticos de mistura alinhados a 90°, cada qual composto por um trecho de helicóide de comprimento igual a 1,5 vezes o diâmetro de tubo. Cada elemento promove um giro de 180° no fluxo, arranjado em seqüência alternada. O desempenho deste misturador está associado à divisão do fluxo, bem como à reversão e à ação de mistura radial.

Harder (1971) patenteou um misturador estático com quatro dutos por elemento de mistura, usando-os para rotacionar e transladar as camadas de fluido entre si.

Tauscher e Schutz (1973) desenvolveram um misturador estático para regime laminar denominado Sulzer SMX. O projeto consistiu em dividir o fluxo de fluido em correntes individuais forçando-as a encontrarem-se transversalmente ao longo dos elementos de mistura, defasados entre si de 90°. Foram criadas diferentes versões decorrentes deste misturador, permitindo seu emprego em escoamentos turbulentos, como, por exemplo, o misturador estático tipo Sulzer SMV.

Etchells III e Meyer (2004) listaram os misturadores estáticos comercialmente mais significantes, por fabricante:

Chemineer, Inc. (Kenics)

- KMS: caracteriza-se pela forma de helicóide torcido com giros alternados à esquerda e à direita. Cada elemento pode possuir 1,0 ou 1,5 diâmetros de comprimento. Sua versão KME possui os elementos selados à parede do tubo (Figura 2.1).

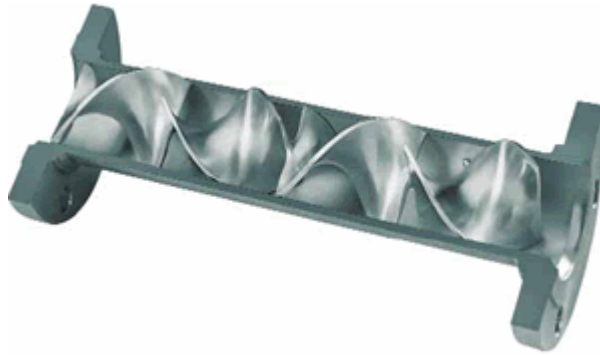


Figura 2.1 – Misturador estático tipo Kenics KMS. Fonte: Chemineer (2006).

- KMX: consiste de uma série de barras curvas côncavas, formando um “X” com direções alternadas. Cada elemento possui 1,0 diâmetro de comprimento (Figura 2.2).



Figura 2.2 – Misturador estático tipo Kenics KMX. Fonte: Chemineer (2006).

- HEV: Definido por uma série de defletores espaçados ao longo do tubo. Cada elemento caracteriza-se por um conjunto de 4 defletores simetricamente espaçados. Os defletores estão espaçados axialmente de 1,5 diâmetros (Figura 2.3).

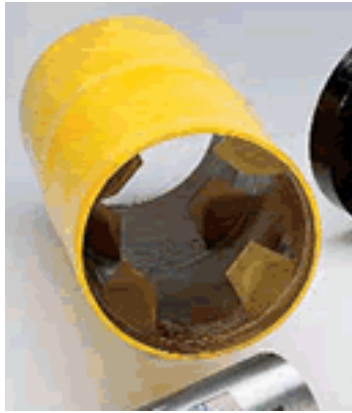


Figura 2.3 – Misturador estático tipo Kenics HEV. Fonte: Chemineer (2006).

Koch-Glitsch, LP

- KVM: consiste de um defletor inclinado montado a uma determinada distância da parede do tubo. Cada defletor é espaçado de 2,5 diâmetros de distância, no sentido axial do tubo (Figura 2.4).



Figura 2.4 – Misturador estático tipo KVM. Fonte: Sulzer (2006).

- KHT: elementos helicoidais com giros alternados à esquerda e à direita.

Sulzer Chemtech

- SMX: é composto de barras a 45° em relação ao eixo axial do tubo. Cada elemento de mistura possui 1,0 diâmetro de comprimento, sendo cada elemento adjacente rotacionado de 90° em relação ao anterior (Figura 2.5).



Figura 2.5 – Misturador estático tipo SMX. Fonte: Sulzer (2006).

- SMXL: similar ao modelo SMX, porém com barras dispostas a 30° em relação ao eixo axial do tubo.

- SMV: composto por diversas lâminas de metal corrugado dispostas a 30° ou 45° em relação ao eixo axial do tubo. Cada elemento possui de 0,5 a 1,0 diâmetros de comprimento, sendo cada elemento adjacente rotacionado 90° em relação ao anterior (Figura 2.6).

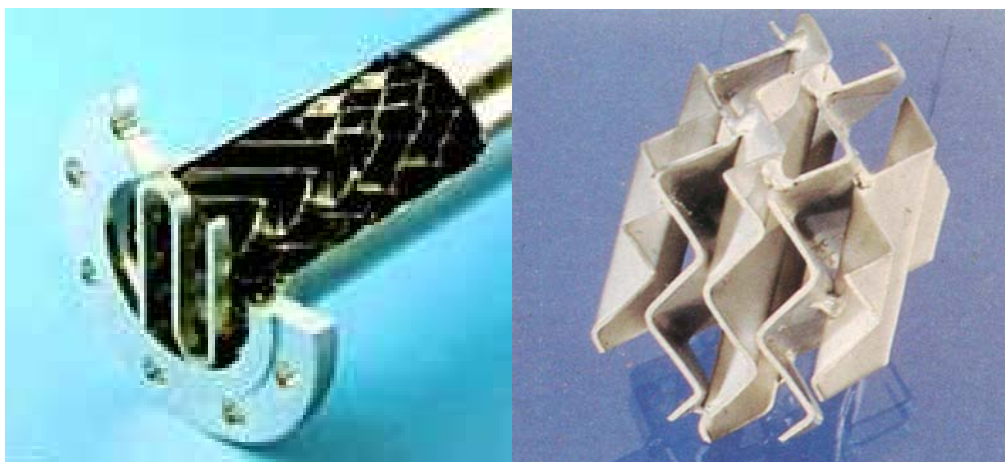


Figura 2.6 – Misturador estático tipo SMV. Fonte: Sulzer (2006).

- SMF: composto por três helicóides que se projetam a partir das paredes do tubo, sem contato entre si. Cada elemento possui aproximadamente 1,0 diâmetro de comprimento (Figura 2.7).



Figura 2.7 – Misturador estático tipo SMF. Fonte: Sulzer (2006).

Komax Systems, Inc.

- Komax Mixer: construído a partir de chapas elípticas que se cruzam com um elemento central plano. Os elementos são rotacionados 90° entre si.

Charles Ross & Son Company

- ISG: composto por insertos sólidos com extremidades em forma de cunhas, formando câmaras tetraédricas entre os elementos, cada qual com quatro furos com ângulos oblíquos (Figura 2.8).



Figura 2.8 – Misturador estático tipo ISG.

2.3 Eficiência de Mistura

2.3.1 Regime Laminar

Segundo Oldshue (1983), em regime laminar, a mistura de fluidos miscíveis com viscosidades similares e comportamento não-elástico é obtida pela formação de camadas na medida em que os materiais são estirados e deformados entre si.

Segundo Etchells III e Meyer (2004), todos os misturadores estáticos utilizam o princípio de divisão do escoamento em correntes secundárias, as quais são distribuídas radialmente e recombinadas em uma seqüência reordenada.

O número de camadas do escoamento é aumentado e a espessura das mesmas é diminuída a cada passagem pelos sucessivos elementos do misturador.

As Figuras 2.9 e 2.10 mostram este processo, para um misturador estático Kenics KMS e para um misturador Sulzer SMX, respectivamente. São apresentados cortes transversais dos misturadores, através dos quais se podem notar as divisões e recombinações dos escoamentos.

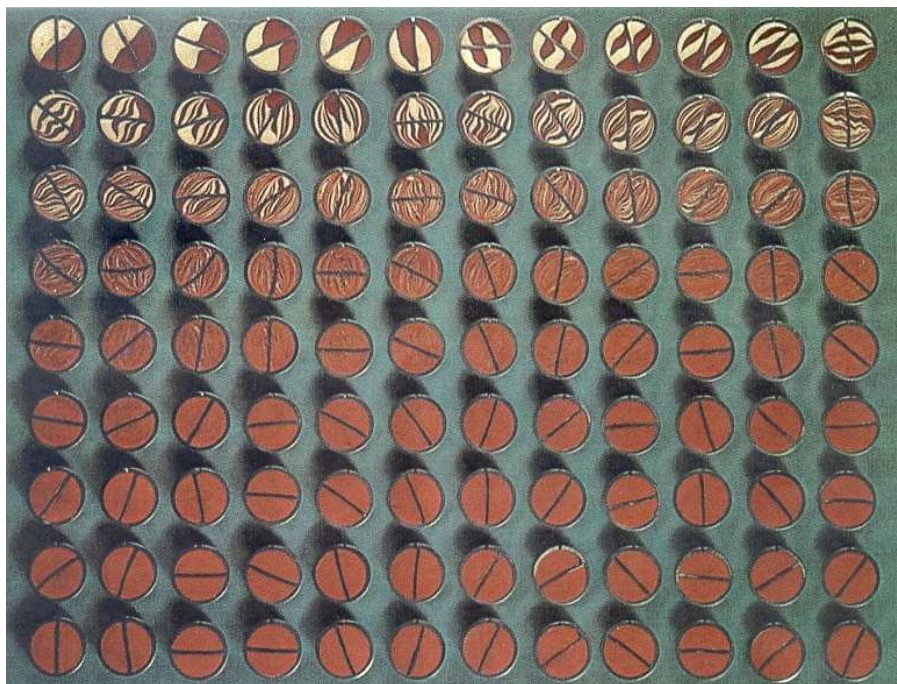


Figura 2.9 – Seções transversais do misturador estático Kenics KMS em processo de mistura em escoamento laminar. Fonte: Etchells III e Meyer (2004).



Figura 2.10 – Seções transversais do misturador estático Sulzer SMX em processo de mistura em escoamento laminar. Fonte: Etchells III e Meyer (2004).

A mistura, em regime laminar, é obtida pela divisão, estiramento e reorientação das camadas de fluido, construindo-se guias, ou vias, para o escoamento, conforme mostra a Figura 2.11.



Figura 2.11 – Estiramento das camadas – mecanismo de mistura para o regime laminar. Fonte: Chemineer (2006).

Segundo Muzzio et al. (1991), em regime laminar, quanto maior for o estiramento das camadas de fluidos, maior será a área interfacial, e maior o contato entre as fases, favorecendo a ação de mistura.

Jaffer e Wood (1998), realizaram experimentos com o misturador estático tipo Kenics (Figura 2.1) sob três geometrias e quantificaram a mistura sob regime laminar utilizando como parâmetro de mistura a média da espessura de estiramento, a variância da

largura de estiramento e a área interfacial, utilizando indução fluorescente à laser e análise digital de imagens. Os autores determinaram os números de Reynolds críticos para as diferentes geometrias estudadas.

Segundo Rauline (1998), a mistura distributiva pode ser avaliada numericamente através do mapeamento das partículas. Uma vez que o campo de velocidades é calculado, as trajetórias das partículas são obtidas pela integração da velocidade no tempo. Assim, a concentração da partícula pode ser determinada na saída, obtendo-se, assim, a qualidade da mistura.

Hobbs et al. (1998), estudaram o misturador estático tipo Kenics sob baixo número de Reynolds, em regime laminar. O mesmo foi analisado utilizando-se o método numérico com elementos finitos. O estudo abordou o efeito do espaçamento entre cada elemento do misturador e a espessura das chapas que compõem o elemento do misturador estático.

2.3.2 Regime Turbulento

Segundo Oldshue (1983), a maioria dos misturadores estáticos pode ser empregada no regime turbulento. Entretanto, uma geometria de misturador estático com desempenho satisfatório em regime laminar, pode não ter bom desempenho em regime turbulento e vice-versa. Por esta razão, de acordo com o autor, a maioria dos fabricantes desenvolve desenhos específicos de misturadores estáticos para cada regime de escoamento.

Ainda de acordo com Oldshue (1983), uma tentativa de atender a ambos os regimes de escoamento, laminar e turbulento, seria uma geometria ajustável de misturador estático, com elementos reguláveis, favorecendo uma ou outra condição.

Segundo Godfrey (1985), o processo de mistura de fluidos de baixas viscosidades em tubulações com escoamento em regime turbulento é mais fácil de ser obtida que a mistura de fluidos viscosos, em regime laminar. Ainda segundo este autor, em regime turbulento, a mistura radial é muito mais atuante e as características do regime levam a uma rápida redução de escala de quaisquer não-uniformidades presentes. As características deste regime de escoamento são efetivamente aplicáveis a processos multi-fásicos, tais como contatos gás-líquido e líquido-líquido.

Ainda de acordo com Godfrey (1985), a mistura em regime turbulento, é beneficiada pela geração de turbilhões (Figuras 2.12 e 2.13).



Figura 2.12 – Desenho esquemático de geração de turbulência. Fonte: Chemineer (2006).



Figura 2.13 – Foto de geração de turbulência. Fonte: Chemineer (2006).

Jaffer e Wood (1998), citam que, em regime turbulento, os elementos do misturador estático geram um alto grau de turbulência, aumentando a dissipação de energia pela viscosidade e diminuindo as dimensões dos turbilhões geradores da ação de mistura.

De acordo com Pahl e Muschelknautz (1982), o escoamento de gases em tubos vazios gera turbulência natural, causando a homogeneização da mistura após um comprimento de aproximadamente noventa vezes o diâmetro da tubulação.

Barrué et al. (2002), citados por Fernandes (2005), estudaram o mecanismo de mistura misturador estático Oxynator, o qual gera oito turbilhões em uma zona central, cada turbilhão aumentando ao longo do espaço à medida que se distancia do injetor. Segundo os autores, a homogeneidade é atingida quando todos os turbilhões se encontram, formando assim uma única zona de turbilhonamento. Barrué et al. (2002), analisaram também o consumo de energia e a eficiência de mistura do misturador estático Oxynator, comparando o seu desempenho com os desempenhos de dois tipos existentes, os misturadores estáticos gás-gás tipo KMA, da Sulzer e o SMI, da empresa Chemineer. Foi concluído pelos autores que os desempenhos dos três misturadores estudados foram muito semelhantes, tanto para eficiência de mistura como para consumo de energia.

Os misturadores estáticos podem ser aplicados em regimes turbulentos para a dispersão rápida de líquidos imiscíveis, conforme mostra a Figura 2.14.

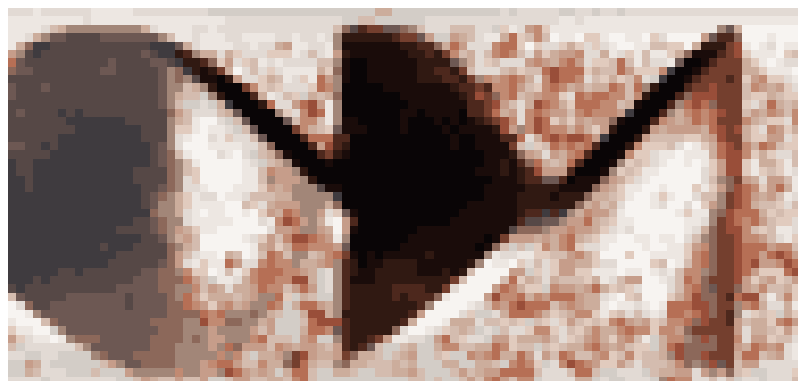


Figura 2.14 – Dispersão turbulenta de líquidos. Fonte: Chemineer (2006).

Outro emprego de misturadores estáticos em regime turbulento é em operações de dispersão de gases, conforme ilustra a Figura 2.15. Neste tipo de aplicação, o misturador estático otimiza a taxa de transferência de massa, maximizando a absorção ou a reação.

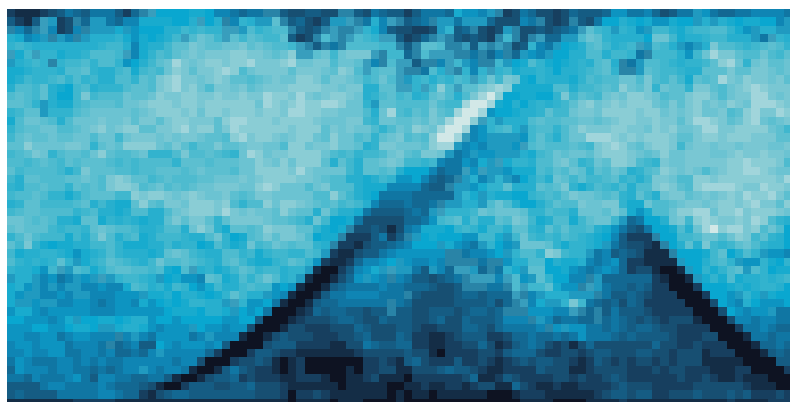


Figura 2.15 – Dispersão turbulenta de gás em líquido. Fonte: Chemineer (2006).

2.3.3 Parâmetros de Avaliação da Eficiência de Mistura

De acordo com Ottino (1989), citado por Fernandes (2005), a distribuição do tempo de residência pode ser usada como critério de mistura. Quanto mais estreita for a distribuição, maior será a homogeneidade na mistura. Segundo o autor, este critério analisado isoladamente não traz boas conclusões. Chen (1973) e Boss e Czastkiewicz (1982) estabeleceram correlações para a redução da espessura de estiração em função do número de elementos do misturador estático.

Segundo Heywood et al. (1984), diversos índices podem ser definidos para quantificar a eficiência de mistura em misturadores estáticos, a partir de uma análise se uma seção transversal do sistema.

Segundo os autores, uma das formas de quantificação é definida pelo comprimento interfacial, sendo, entretanto, a variância (σ^2) o parâmetro mais utilizado para medir a eficiência de mistura:

$$\sigma^2 = \frac{\sum (C - \bar{C})^2}{n - 1} \quad (2.1)$$

sendo:

σ^2 : é a variância inicial;

C: é a concentração da amostra;

\bar{C} : é o valor médio da concentração;

n: é o tamanho da amostra.

Segundo Godfrey (1985), descrições da taxa de mistura, foram definidas em função do coeficiente de variação $\frac{\sigma}{C}$ com o número de elementos de mistura ou com o comprimento do misturador. Segundo este autor, o valor de $cv = 0,05$ é aceito como estimativa de condições de mistura plena em aplicações industriais.

Streiff (1979) na “*Third European Conference of Mixing*”, afirmou que o coeficiente de variação (cv) é mais relevante para a descrição do processo comercial de mistura que o próprio desvio padrão (σ) ou a intensidade de segregação.

2.4 Perda de carga

Segundo Godfrey (1985), a energia para a mistura é decorrente da perda de carga gerada pela passagem do fluido pelos elementos de mistura.

Rauline et al. (1998), definiram um fator (Z) para correlacionar a perda de carga gerada pelo misturador estático com a perda de carga gerada através do tubo vazio, nas mesmas condições de escoamento:

$$Z = \frac{\Delta P_{\text{misturador}}}{\Delta P_{\text{vazio}}} \quad (2.2)$$

Outro modo, segundo Rauline et al. (1998), é utilizar o fator de fricção $\phi/2$ ou o número de Newton, Ne:

$$Ne = 4 \frac{\phi}{2} = \frac{\Delta P \cdot D}{\rho \cdot v^2 \cdot L} = \frac{\text{constante}}{Re} \quad (2.3)$$

onde L é o comprimento do misturador estático.

Rauline et al. (1998) citam que o produto NeRe (K_p) é usado analogamente ao número de potência definido para os agitadores mecânicos convencionais. A perda de carga é obtida pela seguinte equação

$$\Delta P = K_p \frac{\mu v L}{D^2} = K_p \mu \frac{4Q}{\pi D^4} L \quad (2.4)$$

onde Q é a taxa de fluxo volumétrico ou capacidade efetiva.

Segundo os autores, K_p é igual a 32 para tubos vazios.

De acordo com Etchells III e Meyer (2004), tanto em regime laminar como em turbulento, a adição de elementos defletores presentes nos misturadores estáticos aumenta a perda de carga gerada, demandando energia para que o efeito de mistura seja obtido. O valor do aumento na perda de carga gerado pelos elementos de mistura, em relação à perda de carga gerada pelo tubo vazio, pode chegar a centenas de vezes, em função da geometria dos elementos e do número de Reynolds do escoamento. Portanto, segundo os autores, é fato que se requer energia de pressão para alcançar-se ação de mistura no interior de tubos. Quanto menor o tempo de mistura desejado, maior será a taxa de dissipação de energia.

Ainda segundo Etchells III e Meyer (2004), a perda de carga gerada por um determinado misturador estático é expressa como a relação entre a perda de carga gerada pelo mesmo e a perda de carga gerada nas mesmas condições, com o tubo vazio, conforme as relações:

$$\Delta P_{sm} = K_L \cdot \Delta P_{\text{pipe}} \quad - \text{regime laminar} \quad (2.5)$$

$$\Delta P_{sm} = K_T \cdot \Delta P_{\text{pipe}} \quad - \text{regime turbulento} \quad (2.6)$$

Segundo Streiff et al. (1999) e Etchells III e Meyer (2004), o regime laminar contempla números de Reynolds (Re) menores que 2000. Para o regime turbulento, consideram que o número de Reynolds seja superior a 4000. Valores intermediários caracterizam regimes de transição.

As Tabelas 2.1 e 2.2 apresentam valores de K_L e K_T com margens de erro de aproximadamente 15%, segundo Etchells III e Meyer (2004), baseados em Streiff et al. (1999).

Segundo estes autores, os resultados de mistura destes aparatos podem ser correlacionados traçando-se o gráfico dos coeficientes de variação (cv) versus os valores correspondentes de L/D, resultando em curvas exponenciais, segundo a relação abaixo:

$$cv = K_i^{L/D} \quad (2.7)$$

Onde K_i depende do tipo de misturador estático.

Tabela 2.1 – Parâmetros de mistura e perda de carga para misturadores estáticos em regime laminar

Misturador	K_L	K_{iL}
Tubo vazio	1	—
KMS	6,9	0,87
SMX	37,5	0,63
SMXL	7,8	0,85
SMF	5,6	0,83
SMR	46,9	0,81

Fonte: Streiff et al. (1999)

Tabela 2.2 – Parâmetros de mistura e perda de carga para misturadores estáticos em regime turbulento

Misturador	K_T	K_{iT}
Tubo vazio	1	0,95
KMS	150	0,50
KVM	24	0,42
SMX	500	0,46
SMXL	100	0,87
SMV	100 - 200	0,21 – 0,46
SMF	130	0,40

Fonte: Streiff et al. (1999)

Hobbs et al. (1998), citados por Fernandes (2005), afirmaram que o fluxo de fluido e a qualidade da mistura em misturadores estáticos não foram rigorosamente caracterizados. Segundo os autores, devido a sua complexa geometria, a solução analítica para o campo de velocidades é impraticável, mas que soluções numéricas com boa qualidade para o campo de velocidades podem conduzir a um ponto de partida para caracterizar a eficiência de mistura. A caracterização quantitativa pode servir como base de comparação entre misturadores de diferentes tipos, com aplicações particulares, antes de executarem-se ensaios experimentais.

2.5 Aplicações de CFD em Misturadores Estáticos

Bakker et al. (1998) estudaram o fluxo laminar em misturadores estáticos com elementos helicoidais utilizando a fluidodinâmica computacional.

Foram avaliados o tipo e comportamento de fluxo, a perda de carga e as características de mistura do misturador estático Kenics. Este misturador, conforme mostrado na Figura 2.16, consiste de uma série de elementos helicoidais de mistura

alternados à direita e à esquerda em ângulos de 180° . Os elementos são posicionados de tal forma que a aresta de um elemento é perpendicular à aresta do elemento subsequente.

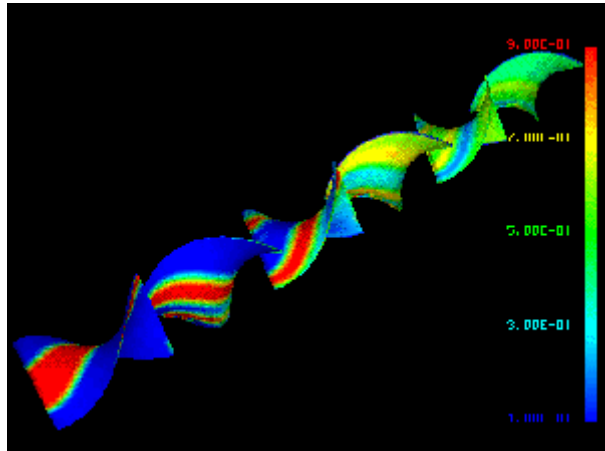


Figura 2.16 – Misturador estático Kenics estudado por Bakker et al (1998).

As simulações permitiram um melhor entendimento do comportamento do fluxo neste misturador sendo que as estimativas de perda de carga foram compatíveis com aquelas disponíveis na literatura.

Pode-se notar, segundo os autores, que a mistura se dá por uma combinação de divisão de fluxo e cisalhamento nas junções sucessivas dos elementos e por estiramento em seus interiores, o que torna este modelo de misturador um excelente mecanismo de mistura radial aplicável na mistura de líquidos sob regime de fluxo laminar.

Modelo numérico utilizado:

O modelo consistiu de um tubo de 0,02 m de diâmetro com um comprimento de 0,24 m. O tubo foi equipado com seis elementos de mistura de 180° com 0,03 m de comprimento cada. No início e no final do misturador, deixou-se um trecho de tubo vazio com comprimento igual ao de um elemento de mistura. A espessura do elemento de mistura foi de 0,04 vezes o diâmetro do tubo. A densidade do líquido utilizado foi de 1000 kg/m^3 . A viscosidade do líquido foi de 0,02 Pa.s, com $Re = 10$, típico para o regime no qual o misturador é usualmente utilizado.

A mistura no interior do tubo foi avaliada por meio do cálculo de um traçador químico. O coeficiente de difusividade binária do traçador no fluido foi $D=1.5E-9 \text{ m}^2/\text{s}$. O

centro da entrada possuía uma concentração do traçador de 100% e na saída, uma concentração igual à zero.

O fluido traçador possuía viscosidade e densidade iguais ao do fluido principal.

Método de solução:

Foi utilizada uma malha de estrutura hexaédrica com aproximadamente 100.000 nós. A malha foi gerada com o programa Fluent PreBFC V4 e exportada ao programa Fluent V4 para a simulação e cálculos de mistura. Os elementos helicoidais foram modelados através do bloqueio do fluxo com células de parede. O fluido foi considerado entrando no tubo por meio de células de entrada. Um perfil uniforme de velocidade de 0,01 m/s foi estabelecido. A saída do tubo foi modelada estabelecendo-se gradiente zero para as condições de contorno para todas as variáveis.

Foi considerado como passo inicial um perfil de velocidades tangenciais com a mesma velocidade definida na entrada do tubo. As vazões em ambos os lados dos elementos deveriam ser iguais devido à simetria da geometria. O campo de fluxo foi calculado com o esquema de interpolação numérica por power-law. Este campo de fluxo foi então utilizado como base para o cálculo do transporte dos dois tipos químicos no interior do tubo. Os resultados alcançados mostraram um perfil chato de velocidades na entrada, o qual rapidamente se torna parabólico com velocidades mais altas no centro do que junto às paredes. Núcleos de altas velocidades são formados, os quais são separados nas divisões de fluxo, resultando em quatro núcleos arranjados em um padrão similar a uma flor.

Segundo Bakker et al. (1998), WilKinson e Cliff (1977) estabeleceram que há uma significativa recirculação de fluido dentro dos elementos. As simulações de fluxo mostram que sob estas condições não há circulação visível quando as velocidades do fluido são plotadas em um sistema cartesiano de referência.

Todas as velocidades do líquido são direcionadas ao longo do helicóide, exceto próximo às junções, onde alguma circulação ocorre. O fluido movendo-se dentro do elemento não aparenta rotacionar-se. Entretanto há movimento relativo entre o helicóide e o fluido devido ao fato que, dependendo da posição, a lâmina do helicóide girará ao longo do fluido enquanto este se move coaxialmente no tubo.

Perda de Carga:

A perda de carga através dos elementos foi calculada com a correlação proposta por KTEK-series (Kenics Static Mixers KTEK – Series 1988) para fluxo laminar que compõe a base de cálculo do projeto do misturador tipo Kenics:

$$\Delta_p = (K'_{oL}A + K_{oL}) \frac{64}{\text{Re}} \frac{L}{D} \frac{1}{2} \rho \langle w \rangle^2 \quad (2.8)$$

Os vários parâmetros usados na equação 2.8 são listados na tabela 2.3.

Tabela 2.3 - Cálculo de perdas de carga para o misturador Kenics

L/D	Re	$\langle w \rangle$	P	A	Kol	K'ol
9	10	0.01	1000	8.5	5.31	0.0528

Por razões de comparação a perda de carga também foi calculada através das várias correlações da literatura, listadas na tabela 2.4.

Tabela 2.4 – Valores comparativos de perdas de carga

	Modelo em CFD	Kenics [8]	Wilkinson [2]	Pahl [3]	Kemblowski [4]	Bohnet [5]	Shaw [6]
Δp (Pa)	14.4	16.6	21.7	20.1	16.3	12.9	11.7
Valor médio obtido na literatura: 16.5 Pa							

A perda de carga prevista pelo procedimento de projeto do Kenics e a prevista pelo Fluent possuem 14% de divergência, validando os resultados. Embora haja grande variação na perda de carga calculada pelas correlações da literatura, a média dos valores está dentro de 1% da prevista pela Kenics e 13% da previsão simulada pelo Fluent.

Mistura:

O transporte dos traçadores foi calculado e o coeficiente de difusão binária das duas espécies químicas foi determinado $D = 1,5 \cdot 10^{-9} \text{m}^2/\text{s}$. A região central teve uma concentração dos traçadores de 1 (100%). Os resultados são apresentados através dos campos de concentração das espécies químicas. As linhas 1 a 6 na Figura 2.17 mostram as concentrações nos elementos 1 a 6, respectivamente. As colunas 1 a 5 mostram os perfis de concentração a 18, 54, 90, 126 e 162 graus, respectivamente.

A concentração do elemento traçador na entrada é dividida em duas regiões as quais são continuamente subdivididas ao longo do misturador. O fluido de baixa concentração na entrada é dividido em dois filamentos semicirculares ao longo do elemento.

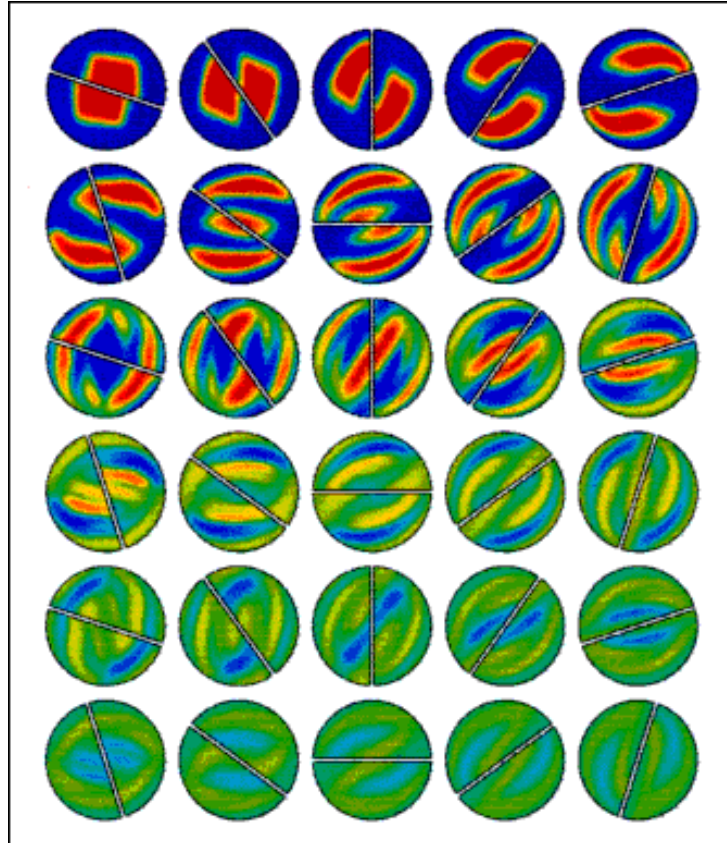


Figura 2.17 – Perfil de concentrações no misturador. Fonte: Bakker et al. (1998).

A comparação do perfil de concentração a 18° na primeira seção transversal do terceiro elemento do misturador com o mesmo ângulo no primeiro elemento permite notar que o fluido de baixa concentração encontra-se no centro do misturador, ao invés do fluido de alta concentração. As altas concentrações são agora encontradas na periferia do elemento. O processo de divisão e estiramento nos primeiros dois elementos resulta em um campo de concentrações que aparenta “esparramar” o fluxo do centro para fora. A cada dois elementos do misturador o fluxo é dividido, estirado, esparramado para fora e para o centro até que os fluidos sejam misturados. Ao final do sexto elemento a concentração das duas espécies está muito mais uniforme.

Análise Quantitativa da Mistura:

De acordo com Myers et al (1997), citado por Bakker et al. (1998), a aproximação aceita para determinação da uniformidade da composição em um campo de fluxo é a tomada de amostras em vários pontos ao longo da seção transversal do tubo em uma posição axial determinada.

A forma de quantificação mais usual de uniformidade é através do coeficiente de variação cv, definido por:

$$cv = \frac{\sigma}{x_m} = \frac{\sqrt{\frac{\sum(x_i - x_m)^2}{N-1}}}{x_m} \quad (2.9)$$

Que é relação do desvio padrão da composição, σ , e a sua composição média, x_m .

N representa o número de amostras. Como uma regra de orientação geral, a maioria dos processos industriais de mistura pode ser satisfeita com um coeficiente de variação de 5% ($cv = 0,05$).

Ainda segundo Bakker et al. (1998), a comparação do coeficiente de variação calculado com o modelo de 350.000 nós e a correlação experimental de Myers et al. (1997) mostrou que, como resultado da difusividade numérica, o coeficiente de variação previsto decresce mais rapidamente do que o esperado pela correlação experimental.

Isto indica que embora o campo de fluxo tenha sido calculado corretamente nesta densidade de malha para um cálculo com maior acuracidade é necessário uma malha com densidade ainda maior.

Discussão:

Os procedimentos de cálculo da Kenics prevêem uma perda de carga 14% maior que a das simulações em C.F.D.

Os resultados obtidos no pacote computacional (Fluent) utilizado por Bakker et al. (1998) indicam que, dentro das condições estudadas, em fluxo laminar, não há circulação visível quando os resultados são dispostos em um plano Cartesiano de referências. Há no entanto, um movimento relativo entre o fluido e seu elemento de mistura devido ao giro helicoidal do elemento, o que resulta em uma mistura radial efetiva.

Ainda conforme Bakker et al. (1998), trabalhos experimentais da empresa Chemineer indicam que para valores de números de Reynolds acima de 400, começam a ocorrer padrões de fluxo de circulação radial.

A mistura ocorre por uma combinação de divisão de fluxo e cisalhamento nas junções sucessivas dos elementos e por estiramento e desdobramento no interior dos elementos.

O campo de concentrações é arrastado de dentro para fora após dois elementos: o material originalmente junto às paredes é levado ao núcleo e vice-versa. Esta ação torna o Kenics um elemento aplicável em uma grande variedade de aplicações de mistura radial em fluxo laminar e otimiza as taxas de transferência de calor parede-fluido.

Szalai et al. (2002) simularam os misturadores estáticos SMX e Kenics validando o pacote computacional de CFD utilizado: ORCA.

Segundo os autores, trabalhos experimentais completos e extensos envolvendo sistemas de misturadores estáticos são quase impossíveis de serem concluídos quando considerados fatores reais de aplicação de mistura ou troca de calor de fluidos, vazões, montagens em série, paralelo, etc.

Os autores avaliaram a perda de carga e condições de mistura computacionalmente através do uso do pacote computacional ORCA e os resultados comparados com dois tipos de misturadores o SMX da Koch-Glitsch e o Kenics da Chemineer®.

O misturador em linha considerado foi o modelo SMX da empresa Koch-Glitsch, comumente utilizado para mistura de fluidos e transferência de calor envolvendo fluidos viscosos (Figura 2.18).

A montagem de 4 elementos estáticos seqüenciais é arranjada longitudinalmente em um tubo de tal forma que a série de lâminas transversais divide o fluxo em camadas e o distribui através da seção transversal do tubo.

Cada elemento de mistura tem um diâmetro de 0,07715 m e uma relação $L/D=1$. A espessura das lâminas é de 0,001928 m. O sistema foi montado dentro de um tubo com diâmetro (D_t) de 0,07872 m.

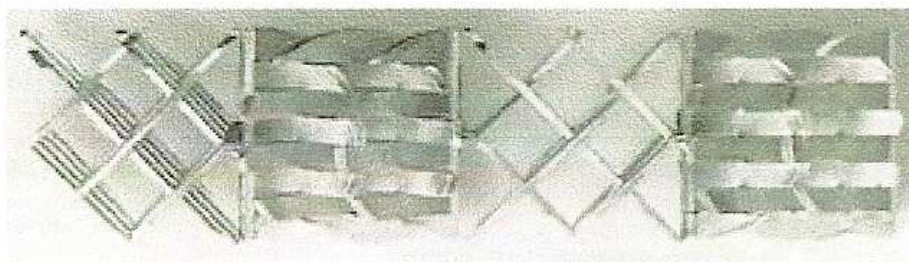


Figura 2.18 – Misturador estático SMX. Fonte: Szalai et al. (2002).

As propriedades físicas do fluido escolhido são similares às de uma solução de água e glicerina; $\mu = 0,4 \text{ Kg/m.s}$ e densidade 1247 Kg/m^3 .

Os autores apresentam a equação (2.10) para representar o número de Reynolds que representa as condições de fluxo no misturador:

$$\text{Re}_{SM} = \frac{\rho(v_x)D_t}{\mu} \quad (2.10)$$

Onde, v_x é a velocidade axial e vários números de Reynolds foram simulados variando-se o seu valor.

Validação dos Resultados através de medições de perda de carga.

Ainda segundo Szalai et al. (2002), a comparação dos resultados numéricos e experimentais para a perda de carga é um fator vital de validação já que a comparação dos vetores de velocidade é de extrema dificuldade devido à falta de informações experimentais pela sua complexidade de medição.

Já a perda de carga para cada campo de fluxo é simplesmente definida como a diferença entre os valores médios entre dois pontos longitudinais. Seu valor aumenta com o aumento de Re_{SM} . Para $\text{Re}_{SM} < 10$ a perda de carga é linearmente proporcional ao número de Reynolds. Entretanto, esta relação deixa de ser linear para valores acima de 10.

O aumento de perda de carga que ocorre quando os elementos do misturador são inseridos em um tubo é medido pelo parâmetro denominado fator Z, o qual representa a relação entre a perda de carga com o misturador estático e a determinada pelo tubo vazio.

$$Z = \frac{\Delta P_{SM}}{\Delta P_{OT}} \quad (2.11)$$

P_{SM} – perda de carga determinada com 4 elementos

P_{OT} – perda de carga determinada com tubo vazio em condições similares

O fator Z é virtualmente independente do número de Reynolds para $Re_{SM} \leq 10$ mas cresce não linearmente para $Re_{SM} > 10$ no misturador SMX.

Para computar o fator Z baseando-se nos resultados das simulações ou autores calcularam a perda de carga no tubo vazio (sem elementos de mistura) a partir da solução analítica de fluxo.

Os valores calculados para o fator Z são 34,6 para todos os números de Reynolds abaixo de 1, atingindo um valor de 48,0 para $Re_{SM} = 100$. Os valores do fabricante indicados pelos autores indicam $Z = 35$ para $Re_{SM} < 10$ para os elementos utilizados, resultando numa diferença com os resultados numéricos de 1,4%. Outros pesquisadores apontaram valores do fator Z entre 10 e 60 (Paul e Muschel Knautz, 1982) e 38,7 (Alloca, 1982).

Mistura de volumes iguais de fluidos

Aplicações industriais do misturador tipo SMX incluem a mistura de dois fluidos com propriedades similares. Segundo os autores tal situação pode existir quando se tenta misturar pigmentos coloridos por exemplo.

A fim de examinar a mistura de dois fluidos similares, uma corrente de fluxo é tingida de vermelho e outra de azul.

Inicialmente, a interface entre os dois fluidos ocorreu no centro do misturador, ao longo do diâmetro do tubo.

A intensidade de micro mistura pode ser mensurada pelo incremento na área interfacial entre os fluidos.

A Fig. 2.19 apresenta os resultados obtidos para número de Reynolds igual a 1. As ilustrações mostram as seções transversais correspondentes ao final de 0,25, 0,5, 0,75, 1,0, 1,5 e 2,0 elementos de mistura (Figuras 2.14a, 2.14b, ..., 2.14f, respectivamente).

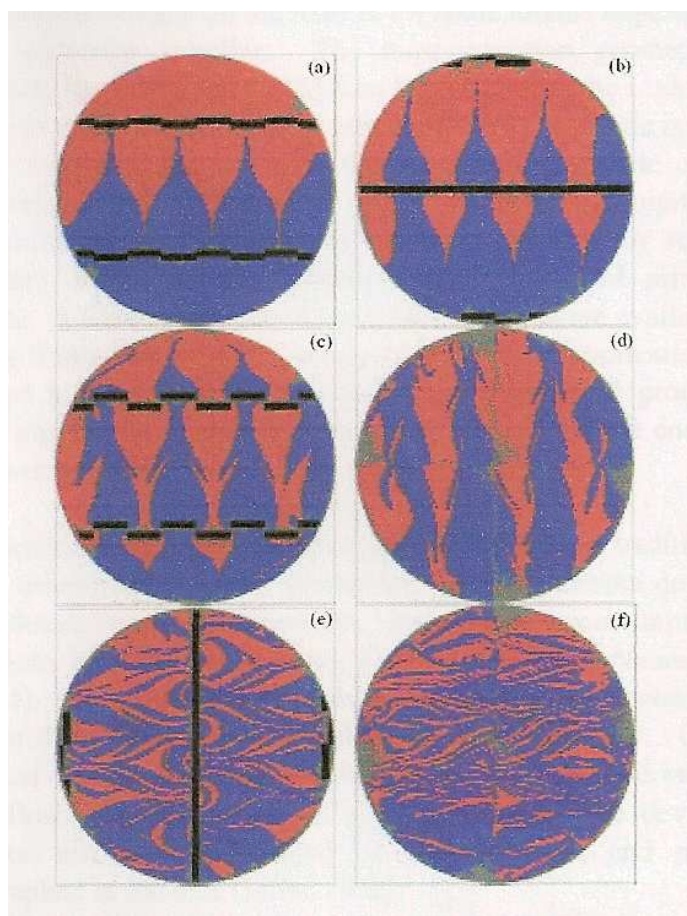


Figura 2.19 – Padrões de mistura gerados por fluxo com número de Reynolds igual a 1 no misturador estático SMX. Fonte: Szalai et al. (2002).

Ao final do comprimento equivalente a 1,5 elementos é formado um grande número de camadas de fluido. Ao final do segundo elemento (Figura 2.14f) inúmeras camadas de fluidos vermelhos e azuis são formadas, resultado do estriamento e divisão dos mesmos durante o processo de mistura.

Szalai et al. (2002) conseguiram definir as características de fluxo e mistura para o misturador SMX em baixos números de Reynolds utilizando o pacote computacional ORCA com malha tetraédrica não estruturada com mais de 3,5 milhões de elementos.

O fator Z simulado apresentou valores muito próximos (diferenças menores que 1,5%) àqueles encontrados em resultados experimentais do fabricante.

O fluxo mostrou-se independente do número de Reynolds para $Re = 1$. Variações substanciais foram encontradas para números de Reynolds superiores devido à ação das forças inerciais.

O coeficiente de mistura baseado no desvio padrão relativo foi computado e comparado aos dados experimentais de um misturador SMX de seis elementos. Foram obtidos resultados com excelente correlação entre os valores computacionais e os dados experimentais disponíveis para injeção central de traçador com 10% de concentração.

Szalai et al. (2002) afirmam que o decréscimo exponencial do desvio padrão relativo para 3 vazões diferentes é uma possível evidência da existência de fluxo e mistura caóticas no misturador estático.

Além disso, segundo os autores, notou-se uma tendência de decréscimo das taxas de desvio padrão relativo com o aumento na vazão, o que sugere que com vazões menores a mistura é mais eficiente e com menor gasto de energia. Assim, os autores sugerem que aplicações de mistura de fluidos viscosos sejam feitas com baixas vazões.

Validação de Fluxo e Mistura no Misturador Estático Kenics

Szalai et al. (2002) investigaram o padrão de fluxo e o desempenho de mistura do misturador modelo Kenics da empresa Chemineer.

O misturador Kenics é formado por elementos helicoidais torcidos e arranjos a 90° um do outro em forma seqüencial. O modelo padrão tem um ângulo de giro de 180° e uma relação de comprimento com o diâmetro de 1,5.

A ação de mistura é determinada pela divisão e reorientação dos elementos do fluido.

Ainda de acordo com Szalai et al. (2002), um número limitado de métodos de previsão de misturadores estáticos está disponível e são aplicáveis a uma faixa estreita de aplicações e condições de operação, baseados principalmente em correlações empíricas estatísticas, sendo tais equipamentos muitas vezes projetados baseados em experiência ou procedimentos de tentativa e erro.

Investigações experimentais com misturadores estáticos tradicionalmente buscam mensurar propriedades de fluxo de fluido, tais como perda de carga, distribuições de tempo de residência e consumo de potência.

Determinação da perda de carga:

Szalai et al. (2002) avaliaram características relevantes de fluxo e mistura analisados em um misturador estático tipo Kenics com fluidos Newtonianos. Na maioria dos fluxos tridimensionais simulações totalmente em 3-D são necessárias para garantir a conservação da massa e da quantidade de movimento e, conseqüentemente as malhas computacionais são detalhadas e extensas. Os autores modelaram um misturador tipo Kenics de 24 elementos com 6,11 milhões de elementos tetraédricos e 1,85 milhões de nós.

Os dados de velocidade e pressão foram obtidos com baixos e moderados valores de vazão ($Re = 0,15$ e $Re = 10,0$), ambas as condições em regime laminar.

Para validar as simulações a perda de carga simulada através do pacote computacional foi comparada com dados experimentais publicados.

Na Figura 2.20 os autores comparam as perdas de carga de algumas referências bibliográficas obtidas experimentalmente para duas condições de vazão: (a) para uma velocidade média de $0,0012$ m/s e (b) $0,38$ m/s. Apesar das variações, os dados simulados encontram-se dentro dos valores experimentais médios para ambas as condições de fluxo.

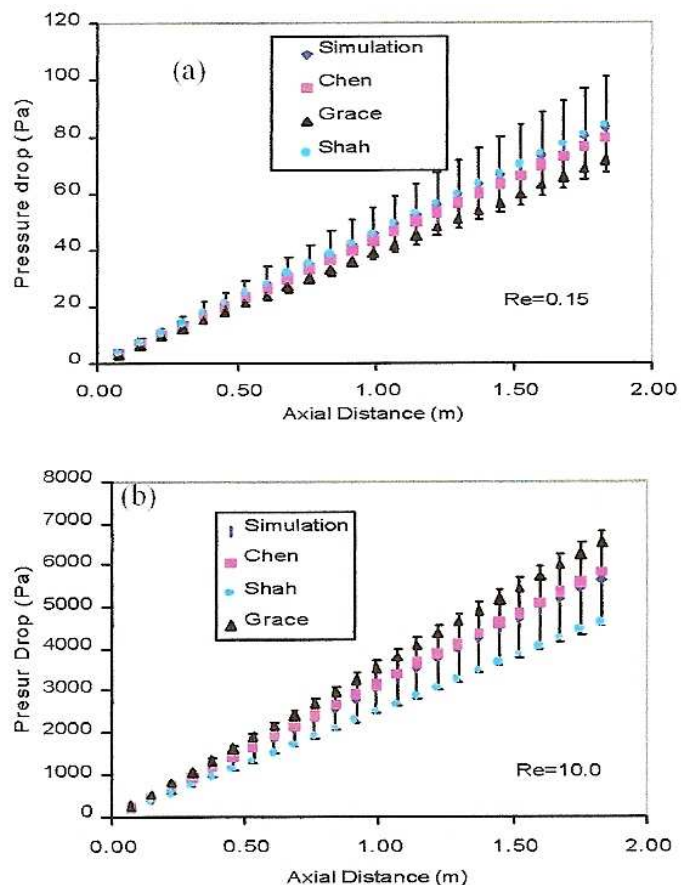


Figura 2.20 – Comparações de perdas de carga com misturador Kenics com 24 elementos: (a) baixa vazão, apenas efeitos viscosos; (b) vazão moderada, efeitos inerciais também são importantes. Fonte: Szalai et al. (2002).

Estiramento:

Segundo Szalai et al. (2002), a mistura de diferentes fluidos é alcançada pelo acréscimo da área de contato entre os elementos da mistura.

Material e energia são transportados através da interface conhecida como área de contato intermaterial. A deformação e o desdobramento desta interface podem ser relacionados ao aumento de seu comprimento ou estiramento.

O campo de estiramento, o qual descreve a quantidade de área interfacial em cada região do fluxo, mensura as intensidades de misturas locais. Em aplicações práticas, segundo os mesmos autores, o campo de estiramento é um bom indicador de boa ou má localização de pontos de injeção de aditivos.

Materiais injetados em áreas de alto estiramento se espelharão de forma mais rápida e uniforme no fluido principal do que se injetados em regiões de baixo estiramento.

A Figura 2.21 (a-d) apresenta as seções transversais do misturador Kenics em 4 posições ao longo do sentido de fluxo: após 2, 6, 10 e 22 elementos. A seção transversal do tubo aparece como um círculo e cada elemento do misturador é representado por uma linha ao longo do diâmetro do tubo. A quantidade de estiramento de cada partícula de fluido é representada por uma escala colorida de magnitudes. As áreas em vermelho são as de menor estiramento e as azuis representam áreas de menor ação de mistura.

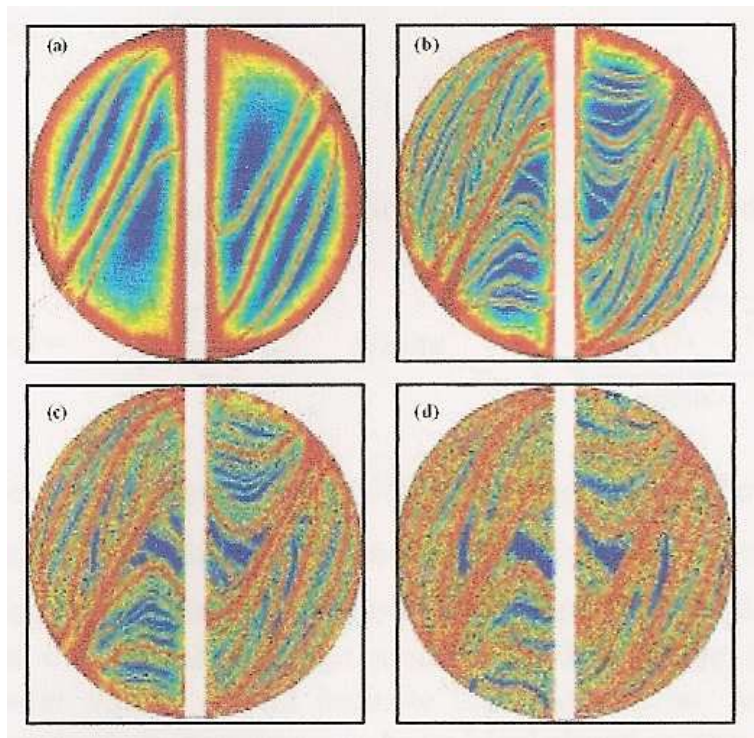


Figura 2.21 – Seções do campo de estiramento no misturador estático Kenics para vazão moderada. Fonte: Szalai et al. (2002).

De acordo com Szalai et al. (2002), um padrão de áreas de alta e baixa mistura é evidenciado no misturador tipo Kenics como uma função dos elementos do misturador.

Comparações das quatro localizações diferentes revelam que o campo de intensidades de mistura forma um padrão auto-similar. As características gerais apresentam-se logo no início e desdobramentos e formação de filamentos são adicionados após cada elemento subsequente. Entretanto, o aspecto geral permanece o mesmo. Desta

maneira, segundo os autores, as intensidades não-uniformes de mistura (representados pelo padrão multicolorido definido) representam uma característica permanente do fluxo e não diminuirão com o tempo.

Desvio padrão relativo:

Considerando-se que a aplicação mais freqüente de misturadores estáticos envolve a mistura de pequenas quantidades de materiais em forma de aditivos ao fluxo principal de processo, uma mistura não-uniforme pode trazer conseqüências bastante indesejáveis ao processo.

A fim de examinar o processo de mistura os autores simularam traçadores coloridos sendo injetados na entrada do misturador Kenics e sua posição seguida no tempo

(x) por meio de integração ao longo do campo de velocidades: $\frac{d_x}{d_t} = v$.

Os autores basearam-se na análise estatística das amostras da mistura para avaliar a intensidade de segregação.

O método estatístico escolhido pelos autores baseados em Danchwertz (1952) envolve o cálculo do decréscimo no desvio-padrão relativo.

A comparação dos valores do desvio padrão relativo baseado em dados experimentais e aqueles simulados com traçadores por meio de regressões logarítmicas indicou que a taxa de mistura experimental e a taxa de mistura simulada são praticamente idênticas: taxa de mistura experimental = 0,159 e simulada = 0,163.

CAPÍTULO 3

3 Modelagem Matemática

3.1 *Modelo Matemático*

3.1.1 *Introdução*

O processo de mistura, quer seja em sistemas dinâmicos ou estáticos, é representado por um conjunto de equações fundamentais que regem o fenômeno físicos nesses aparatos.

Partindo de uma equação geral de transporte, de uma determinada quantidade extensiva, são derivadas equações que descrevem o escoamento de fluidos em sistemas de mistura para regime laminar. Baseando-se no princípio da conservação, o modelo analisa os fenômenos de transferência de massa, quantidade de movimento e energia.

Depois da derivação das equações de conservação da massa, da quantidade de movimento e energia é aplicado neste conjunto de equações o procedimento conhecido por decomposição de Reynolds. Assim, as equações passam a ser escritas em termos de médias temporais e de quantidades flutuantes.

Este procedimento origina a equação da energia cinética turbulenta que, posteriormente, é utilizada na formulação do clássico modelo de turbulência de duas equações κ - ϵ .

3.1.2 *O Método dos Volumes Finitos*

Os métodos numéricos utilizados para simular escoamentos aproximam numericamente as equações provenientes dos balanços de conservação de massa, quantidade de movimento linear e de energia, substituindo a formulação contínua por uma formulação discreta.

O método de discretização empregado é o dos volumes finitos (FVM – Finite Volume Method). Este método, descrito por Patankar (1980), foi elaborado para resolver numericamente uma equação diferencial geral de transporte de uma propriedade ϕ que apresente a seguinte forma:

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho\phi\mathbf{v}) - \nabla \cdot (\Gamma\nabla\phi) - S = 0 \quad (3.1)$$

Onde ϕ é a grandeza conservada, Γ é o coeficiente de difusividade desta grandeza e S é o termo de geração.

Quando o valor da propriedade ϕ for igual unidade e o termo fonte S for igual à zero, a equação diferencial geral de transporte passa a expressar matematicamente a conservação de massa, ou seja, a equação da continuidade é obtida. Para um sistema de coordenadas cartesianas, é representada pela seguinte equação diferencial parcial.

$$\frac{\partial\rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho u) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho w) = 0 \quad (3.2)$$

As equações da quantidade de movimento são obtidas fazendo ϕ igual à velocidade com o respectivo termo fonte apropriado que inclui o gradiente e pressão e as forças de corpo. A Tabela 3.1, retirada de Maliska (1995), fornece os valores das três componentes de velocidade em coordenadas cartesianas e seus respectivos termos fontes. Nota-se que Γ é igual à viscosidade dinâmica.

Tabela 3.1 – Equações de conservação em coordenadas cartesianas

Equação de conservação	Propriedade ϕ	Difusividade Γ	Termo fonte S
Massa	1	0	0
Quantidade de Movimento em x	U	μ	$B_x + \frac{\partial}{\partial x}(\mu \frac{\partial u}{\partial x} - \frac{2}{3}\mu \nabla \cdot \mathbf{v}) + \frac{\partial}{\partial y}(\mu \frac{\partial v}{\partial x}) + \frac{\partial}{\partial z}(\mu \frac{\partial w}{\partial x}) - \frac{\partial P}{\partial x}$
Quantidade de Movimento em y	V	μ	$B_y + \frac{\partial}{\partial y}(\mu \frac{\partial v}{\partial y} - \frac{2}{3}\mu \nabla \cdot \mathbf{v}) + \frac{\partial}{\partial x}(\mu \frac{\partial u}{\partial y}) + \frac{\partial}{\partial z}(\mu \frac{\partial w}{\partial y}) - \frac{\partial P}{\partial y}$
Quantidade de Movimento em z	W	μ	$B_z + \frac{\partial}{\partial z}(\mu \frac{\partial w}{\partial z} - \frac{2}{3}\mu \nabla \cdot \mathbf{v}) + \frac{\partial}{\partial x}(\mu \frac{\partial u}{\partial z}) + \frac{\partial}{\partial y}(\mu \frac{\partial v}{\partial z}) - \frac{\partial P}{\partial z}$

Onde ρ é a densidade do fluido, t é o tempo, (x, y, z) são as três coordenadas cartesianas e (u, v, w) são as três componentes do vetor velocidade correspondentes às direções x, y e z , respectivamente.

A Equação (3.1) pode ainda representar a conservação da energia cinética turbulenta κ bem como sua dissipação ϵ , o que acarretará o surgimento de mais duas equações diferenciais que se agregarão ao sistema quando for usado o modelo de turbulência κ - ϵ .

3.1.3 Princípio da Conservação

As equações que descrevem as leis de conservação de massa, quantidade de movimento linear e energia são discretizadas. Se um volume infinitesimal é considerado, pode-se notar que, com o tempo, ele se desloca no espaço e, adicionalmente, também se distorce, mudando seu formato. Normalmente, o processo de deslocamento é denominado convecção e o processo de distorção (que é relacionado com os gradientes de velocidade) denomina-se difusão. De um modo geral, estes são os processos que governam a movimentação de um fluido em qualquer escoamento.

3.1.4 Conservação de Massa

A conservação da massa, também conhecida por equação da continuidade, é dada por:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \rho \frac{\partial U_i}{\partial x_i} = 0 \quad (3.3)$$

Para regime permanente, tem-se:

$$\rho \frac{\partial U_i}{\partial x_i} = 0 \quad (3.4)$$

Neste trabalho, a conservação da massa para cada espécie foi definida através da equação:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha Y_{A\alpha}) + \nabla(r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha Y_{A\alpha}) - \nabla(r_\alpha \rho_\alpha D_{A\alpha} \nabla Y_{A\alpha}) = \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta} Y_{A\alpha} - \Gamma_{\beta\alpha} Y_{A\alpha}) \quad (3.5)$$

Onde $Y_{A\alpha}$ é a fração mássica do componente A na fase α , $D_{A\alpha}$ é a difusividade cinemática mássica da espécie A na fase α . O termo do lado direito da equação é o termo fonte da espécie A na fase α . Esse termo leva em consideração a transferência de massa do componente A para a fase α proveniente da fase β .

O fechamento do balanço de massa é dado por:

$$\sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} = 1 \quad (3.6)$$

Para a solução do modelo, utilizou-se a equação de transporte para um dos componentes com difusividade de $1.10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$. Devido ao balanço de massa, apenas uma substância foi simulada, visto que:

$$\text{fração mássica do fluido 2} = 1 - \text{fração mássica do fluido 1.}$$

3.1.5 Conservação da Quantidade de Movimento

A equação da quantidade de movimento ou momento, indica a conservação do momento em cada uma das direções x_1 ou x_2 . Esta equação é normalmente conhecida como equação de Navier-Stokes e está descritas a seguir, para regime permanente:

$$\rho \cdot \frac{\partial(\rho \cdot U_i \cdot U_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \cdot \frac{\partial U_k}{\partial x_k} \cdot \delta_{ij} \right) \right] + \rho g_i + F \quad (3.7)$$

3.1.6 Turbulência

O modelo de turbulência utilizado foi o “k-ε”, o qual se baseia em uma análise estatística da turbulência requerendo que as constantes do modelo necessitem ser ajustadas para atender cada tipo de escoamento.

As equações (3.8) e (3.9) apresentam as equações do modelo utilizado:

Equação da energia cinética turbulenta:

$$\frac{\partial(\rho \cdot k)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho \cdot U_i \cdot k) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} + G_k - \rho \cdot \epsilon \quad (3.8)$$

Equação da taxa de dissipação de energia cinética turbulenta:

$$\frac{\partial(\rho \cdot \epsilon)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho \cdot U_i \cdot \epsilon) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\epsilon}} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_i} + C_1 \cdot \frac{\epsilon}{k} \cdot G_k + C_2 \cdot \rho \cdot \frac{\epsilon^2}{k} \quad (3.9)$$

Onde C_1 , C_2 , σ_k e σ_{ϵ} são constantes determinadas empiricamente. O termo G_k que aparece em ambas as equações é um termo de geração de turbulência que é dado por:

$$G_k = \mu_t \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) \cdot \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \quad (3.10)$$

Neste trabalho, o modelo “k-ε” foi aplicado com os valores padrões (“*default*”) do pacote computacional empregado.

3.2 *Resolução Numérica*

A fluidodinâmica computacional CFD (do inglês *Computational Fluid Dynamics*) é uma técnica que abrange métodos computacionais utilizados para a simulação de escoamentos que envolvem fluidos em movimento, com ou sem troca de calor, incluindo escoamentos internos e externos, (Fortuna, 2000).

Diferentemente das técnicas experimentais, que permitem a obtenção de dados globais de comportamento e eficiência, a técnica de CFD possibilita a determinação do comportamento local dentro do sistema de mistura.

A versatilidade na obtenção de distribuições de velocidades, pressões, temperaturas, entre outras grandezas ou propriedades do escoamento em qualquer região de um sistema agitado, faz com que o emprego desta técnica seja amplo. Mediante os resultados numéricos obtidos através de simulações em CFD é possível otimizar o projeto, diminuindo seus custos, uma vez que é minimizada a necessidade de ensaios experimentais, os quais servem como validação dos modelos das simulações efetuadas.

Os aspectos fundamentais que envolvem a obtenção dos resultados numéricos do problema em estudo são apresentados.

3.2.1 *Discretização do Domínio*

Existem atualmente dois tipos principais de malhas aplicadas ao método dos volumes finitos:

- malha hexaédrica: estruturada ou não-estruturada
- malha tetraédrica: não-estruturada.

Malha Hexaédrica

A malha hexaédrica estruturada apresenta uma distribuição espacial regular dos pontos. As malhas hexaédricas são uniformes quando apresentarem os pontos distribuídos uniformemente no espaço do sistema de referência adotado. Os domínios computacionais elaborados com malha hexaédrica uniforme são para geometrias mais simples. Para geometrias mais complexas são necessárias malhas mais sofisticadas. Na discretização utilizando malha hexaédrica, cada volume interno tem o mesmo número de vizinhos. Segundo Maliska (1995), este tipo de discretização apresenta uma série de vantagens para a implementação do programa computacional, pois a regra de ordenação dos elementos simplifica as rotinas. Nestes casos, a matriz resultante permite que métodos de resolução de sistemas lineares com matrizes com banda fixa possam ser aplicados.

Malha Tetraédrica

As malhas tetraédricas (não-estruturadas) são caracterizadas por não exibirem uma regularidade na distribuição dos pontos. Este tipo de malha permite a construção de geometrias complexas de maneira mais fácil do que se obteria com malha estruturada. Maliska (1995) aponta que a discretização de domínios complexos utilizando malha não estruturada é mais versátil, pois a adaptação e o refino em regiões específicas do domínio são alcançados com maior facilidade quando se emprega este tipo de malha. No entanto, os algoritmos para a solução das equações discretizadas são mais complexos. Nas malhas não estruturadas o número de elementos vizinhos pode variar de volume para volume.

A discretização de domínios que representam um sistema de mistura usando malha tetraédrica permite que a mesma possa ser construída de uma maneira mais fácil. O emprego de domínios com volumes tetraédricos é útil quando se precisa de uma resposta muito rápida para uma determinada variável (situação normalmente encontrada na indústria). Malhas com tetraedros possuem a vantagem de acomodar praticamente qualquer geometria. Entretanto, ao utilizarem-se malhas tetraédricas com o método dos volumes finitos, é aconselhável criar-se volumes especiais denominados prismas nas camadas adjacentes às paredes (Joaquim Jr. et al., 2007). Este cuidado foi tomado nas malhas geradas nas simulações do presente trabalho, uma vez que na época de sua realização não eram disponíveis pacotes de geração de malhas hexaédricas.

O esquema de interpolação utilizado foi o de alta ordem (High Resolution).

3.3 *Simulação e Critérios*

Genericamente, o processo de executar uma simulação com CFD pode ser dividido em quatro fases:

1. *Construção da geometria*: nesta etapa, é desenhada a geometria com a maior fidelidade possível em relação ao projeto real. Certas aproximações, porém são necessárias por limitações do próprio software.
2. *Pré-Processamento (interativo)*: Define as condições de contorno e as leis que regem a simulação.
3. *Solver*: Resolve o modelo, para o perfil de escoamento definido nas etapas anteriores.
4. *Pós-Processamento*: Permite visualizar os resultados na forma de figuras e obter perfis ponto a ponto de uma determinada variável.

As simulações efetuadas neste trabalho buscaram fornecer conhecimentos fundamentais sobre o escoamento de fluidos no interior de misturadores estáticos e seu comportamento em função da geometria dos elementos de mistura, objetivando a obtenção de modelos geométricos de misturadores estáticos aplicáveis aos processos industriais.

As simulações foram divididas em 4 fases (discutidas detalhadamente no capítulo 4 deste trabalho):

- Fase 1: Foram criadas geometrias simples para os misturadores estáticos (Zigue-Zague, S e S Cruzado), objetivando a visualização e análise preliminar do comportamento do escoamento.

- Fase 2: A partir da análise do comportamento do escoamento dos fluidos na Fase 1, foram desenvolvidas modificações geométricas que originaram novos modelos: S Triplo, S Triplo Cruzado e Escamas.

- Fase 3: O comportamento do escoamento com os modelos simulados na Fase 2 permitiu observar a necessidade de maior divisão e re-orientação do fluxo, determinando a criação dos modelos Escama Dupla e Aletas 45°.

- Fase 4: Nesta fase as características do fluido simulado foram alteradas objetivando simular o escoamento nos regimes laminar e turbulento. Os modelos de

misturadores utilizados foram baseados nas melhores geometrias obtidas na Fase 3, Escama dupla e Aletas, segundo os critérios de menor perda de carga e melhor desempenho de mistura. Também foram simuladas modificações geométricas nestes modelos.

Foram estudadas relações L/D (relação entre o comprimento do misturador estático e o diâmetro interno da tubulação) típicas de 4, 12 e 24.

3.3.1 Considerações Gerais

As geometrias foram geradas em Auto-Cad (Autodesk) e redesenhadas no pacote computacional utilizado: CFX versão 5.

Características computacionais: o computador utilizado nas simulações possuía processador de 3.2 GHz com 2 Gb de memória RAM.

3.3.2 Características da Malha Utilizada

Foram geradas malhas tetraédricas com utilização de prismas nas paredes do domínio:

- número de nós na camada limite: 5
- razão de crescimento: 1,3.

A Figura 3.1 mostra a malha gerada na seção transversal do tubo com os prismas gerados na região periférica.

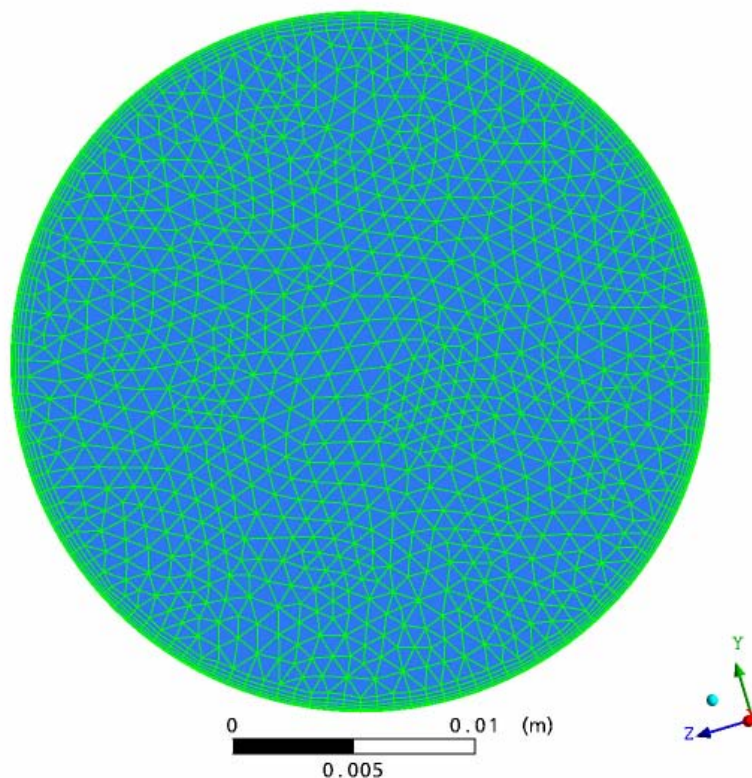


Figura 3.1 – Malha gerada na seção transversal do tubo.

As malhas tetraédricas geradas, com 400.000 nós e aproximadamente 2.000.0000 de elementos determinaram tempos de processamento de aproximadamente 12 horas. A malha foi refinada até que os resultados não apresentassem variações significativas com o aumento do número de nós.

Foi utilizada a estratégia de falso transiente para facilitar a convergência e as equações foram iteradas até um resíduo no balanço na propriedade entre 10^{-5} e 10^{-6} . Apesar de utilizar a técnica do falso transiente, o regime é estacionário.

A Figura 3.2 mostra o detalhe da malha de um elemento do misturador estático tipo S, cuja geometria é apresentada no capítulo 4 deste trabalho.

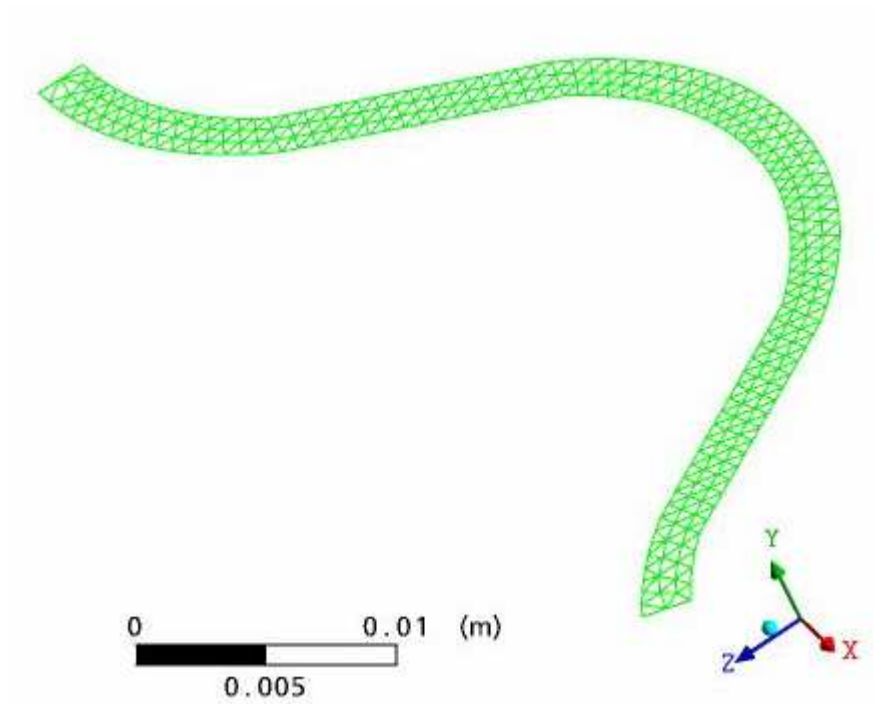


Figura 3.2 – Malha gerada em um elemento do misturador tipo S.

A Figura 3.3 mostra a malha gerada para o misturador estático tipo Escama dupla, cuja geometria é apresentada no capítulo 4 deste trabalho.

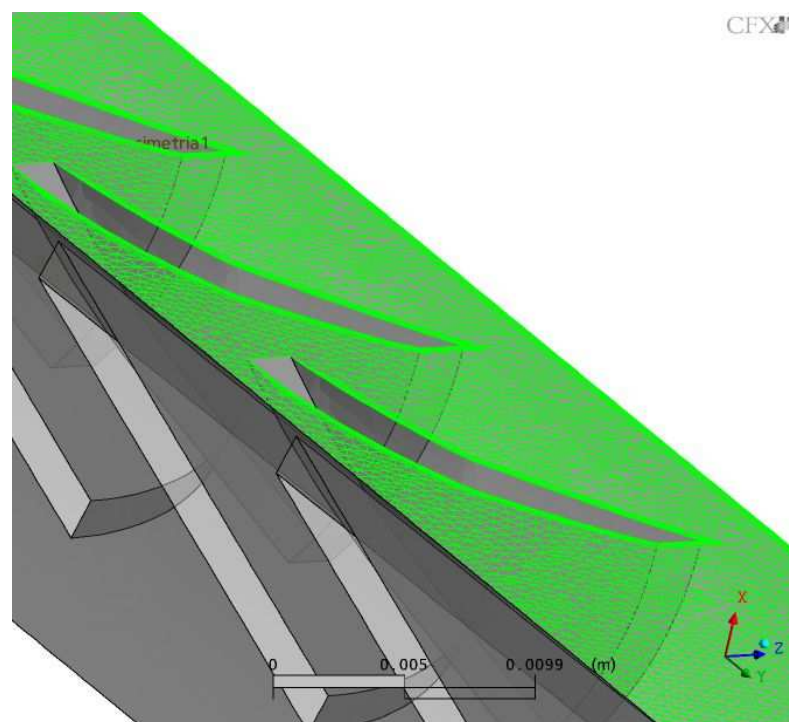


Figura 3.3 – Detalhe da malha gerada para o misturador estático tipo Escama dupla.

3.3.3 Condições de Contorno

As condições de contorno utilizadas neste estudo seguem as condições abaixo:

- Velocidades de entrada constantes e distintas. A Figura 3.4 mostra a malha gerada na entrada do misturador onde os componentes entram concentricamente: o componente principal externamente e o secundário ao centro.

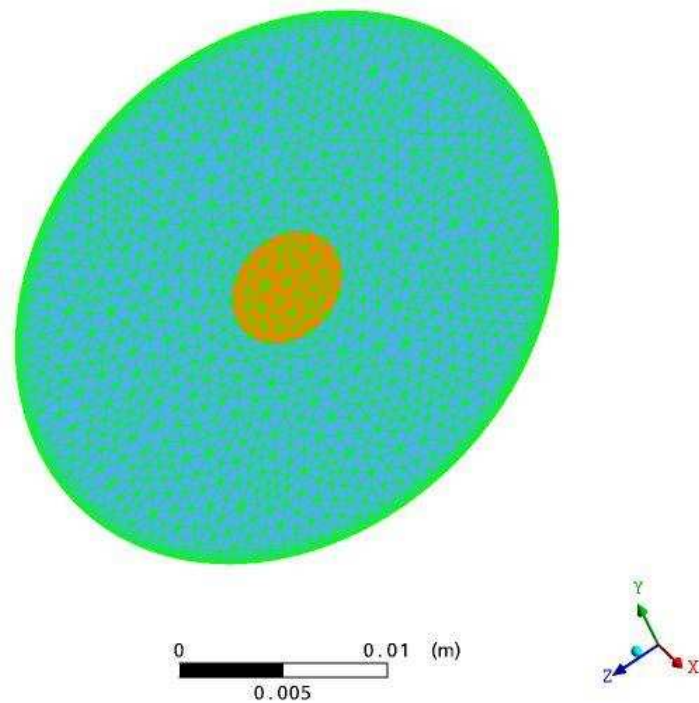


Figura 3.4 – Malha gerada na entrada do misturador estático.

A Figura 3.5 mostra o campo de velocidades na entrada do misturador para as fases de simulação 1 a 3.

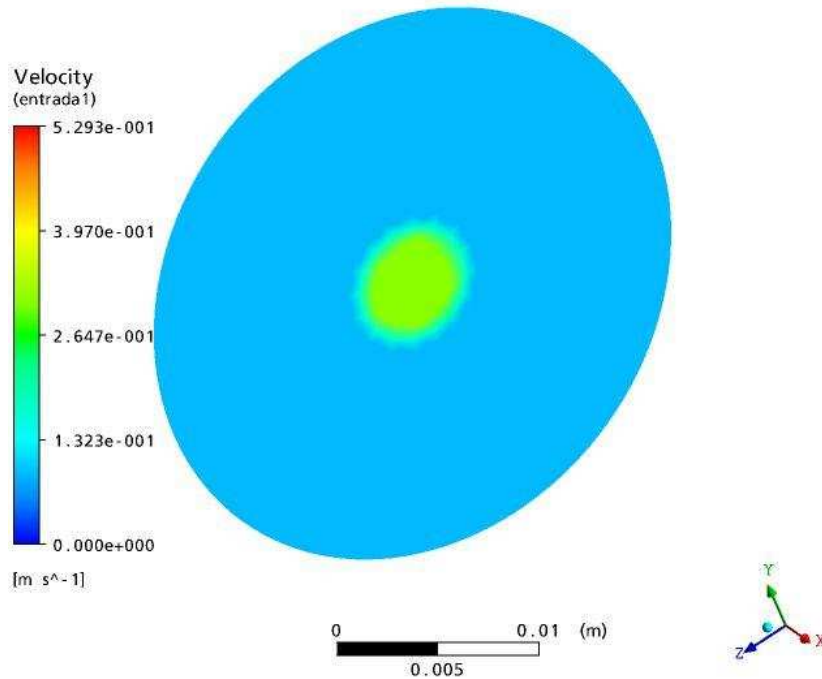


Figura 3.5 – Campo de velocidades na entrada do misturador.

- Pressão média na saída do misturador igual à zero: perfis de velocidade localmente parabólicos; derivada em relação ao eixo de escoamento igual a zero.

- Fluido: considerado um fluido com dois componentes, 1 e 2. Fração mássica de entrada do componente 1 (principal) igual a 1,0. Fração mássica do componente 2 (secundário) igual à zero.

- Os valores da densidade e viscosidade foram calculados a partir da expectativa de mistura ideal entre os componentes. Os valores foram considerados constantes, independentemente da fração mássica.

- Parede: considerada condição no slip.

- Diâmetro do tubo: 1" SCH 10 (diâmetro interno: 27,8 mm)

3.3.4 Características dos fluidos simulados e regimes de escoamento

Considerou-se nas simulações das quatro fases deste trabalho um sistema monofásico, no qual o fluido simulado tem propriedades físicas correspondentes à média ponderada das propriedades físicas de dois componentes, alimentados coaxialmente na entrada do misturador estático.

Para as fases 1 a 3, o perfil de velocidades foi obtido utilizando-se um fluido com as propriedades físicas indicadas na Tabela 3.2, que corresponde à média ponderada entre os componentes da mistura, em função de suas vazões mássicas. A partir do perfil de velocidades obtido, foi estimada a mistura de dois fluidos comumente utilizados na indústria cosmética, empregados nas fases de simulação 1 a 3, cujas propriedades são apresentadas na Tabela 3.3.

Tabela 3.2 – Características físicas do fluido simulado nas fases 1 a 3

Densidade (kg/m ³)	1024,8
Viscosidade (Pa.s.10 ³)	1687,5

Tabela 3.3 – Características físicas dos componentes – fases 1 a 3

	Componente 1	Componente 2
Densidade (kg/m ³)	1022,1	1035,7
Viscosidade (Pa.s.10 ³)	2100	59,4
Vazão de entrada (m ³ /s)	5,56.10 ⁻²	1,39.10 ⁻²

O regime de escoamento pode ser obtido através do número de Reynolds, segundo a equação:

$$\text{Re} = \frac{v_s D \rho}{\mu} \quad (3.11)$$

Onde;

D: diâmetro interno do tubo (27,8 mm)

v_s : velocidade média do escoamento (0,11 m/s)

ρ : densidade do fluido (1024,8 kg/m³)

μ : viscosidade do fluido (1,6875 Pa.s)

Assim,

Re = 1,9 (regime laminar de escoamento)

Na fase 4, as características dos componentes foram alteradas mantendo-se o critério de definição dos valores das densidades e viscosidades dos fluidos simulados, os quais também foram calculados a partir da média ponderada da vazão mássica dos componentes, conforme mostrado nas Tabelas 3.4 e 3.5.

As misturas 1 e 2 foram estabelecidas a partir de 25% do produto 1 e 25% do produto 2, respectivamente, ambas com 75% de água.

Características dos produtos 1 e 2:

Produto 1: 100% Comperlan KDB;

Produto 2: 25% de Texapon HBN + 75% de água;

Tabela 3.4 – Características físicas das matérias-primas e misturas utilizadas na fase 4

Componente	Densidade (kg/m ³)	Viscosidade (Pa.s.10 ³)
Água	1000	1
Produto 1	992	1080
Produto 2	1009	11,6
Mistura 1	998	271
Mistura 2	1002,25	4

Tabela 3.5 - Vazões e número de Reynolds para ensaios com as misturas na Fase 4

	Vazão de água (m ³ /s)	Vazão de produto (m ³ /s)	Vazão total (m ³ /s)	Velocidade (m/s)	Re
Mistura 1	1,25.10 ⁻¹	4,17.10 ⁻²	1,67.10 ⁻¹	0,27	28
Mistura 2	2,08.10 ⁻¹	6,94.10 ⁻²	2,78.10 ⁻¹	0,46	3204

Foi considerado nas simulações com a mistura 2 que na presença dos misturadores estáticos o fluxo tende a apresentar um aumento na turbulência. Assim, decidiu-se modelar estas simulações, que em vazio apresentaram regime de escoamento de transição, como regime turbulento.

A difusividade do líquido adotada foi de 1.10^{-10} m²/s (valor constante - difusividade de líquido em líquido). Este valor de difusividade permite considerarem-se apenas os efeitos de mistura gerados pelo misturador estático propriamente dito.

CAPÍTULO 4

4 Resultados

4.1 Fase 1

A Fase 1 objetivou permitir o entendimento dos mecanismos básicos que regem o comportamento do escoamento no interior dos misturadores estáticos. Geometrias básicas de misturadores estáticos foram propostas visando, através das simulações, aprimorarem-se os conceitos teóricos pela observação do comportamento do escoamento quando submetido à ação dos misturadores estáticos.

Três diferentes geometrias foram propostas nesta fase, denominadas de Zigue-zague, S e S cruzado. Estas geometrias iniciais simples visaram fornecer informações básicas sobre o comportamento dos fluidos sob ação das paredes dos misturadores.

4.1.1 Zigue-zague

Como primeira geometria proposta, denominada Zigue-zague, buscou-se defletir o escoamento sucessivamente, através da forma geométrica mais simples, uma face plana, inclinada em relação ao escoamento, conforme a Figura 4.1.

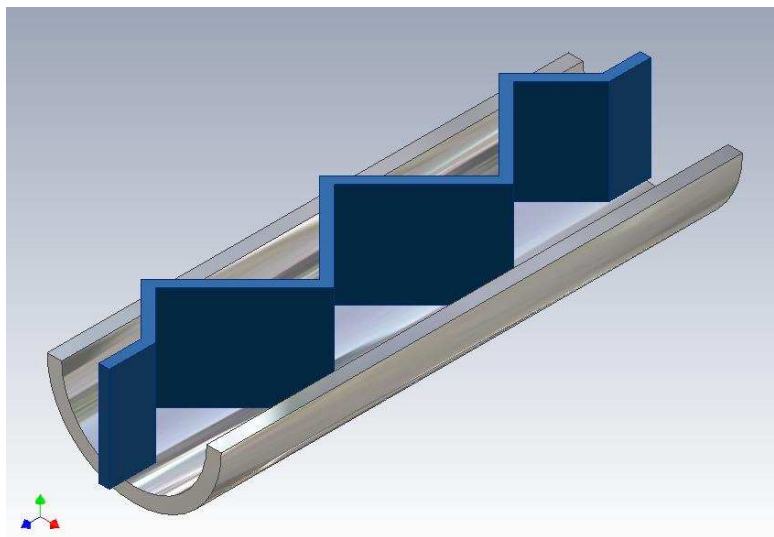


Figura 4.1 - Geometria do misturador estático tipo Zigue-zague.

O conceito deste misturador é dividir a alimentação em duas partes laterais, cada parte sendo misturada pela ação de estrangulamentos sucessivos. Tomou-se o cuidado de

posicionar o extremo anterior (a montante do escoamento) no centro do tubo, de forma a dividir igualmente as duas correntes fluidas na entrada (Figura 4.2). No entanto, a porção central do fluido deslocou-se para a seção direita do misturador. Este resultado é compreendido ao observarmos que a seção direita tem apenas 2 estrangulamentos, contra três na seção oposta. O fluido escoa preferencialmente pela região com menos estrangulamentos, pois a perda de carga é menor. Nota-se, através das Figuras 4.2 e 4.3, que tanto o campo de velocidades como a fração mássica mostrou-se bastante não-uniforme.

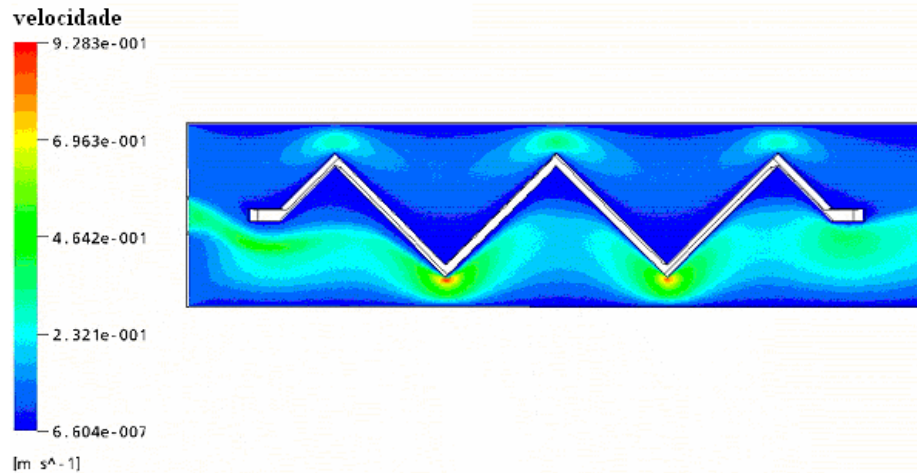


Figura 4.2 – Perfil de velocidades do misturador estático Zigue-zague em corte longitudinal.

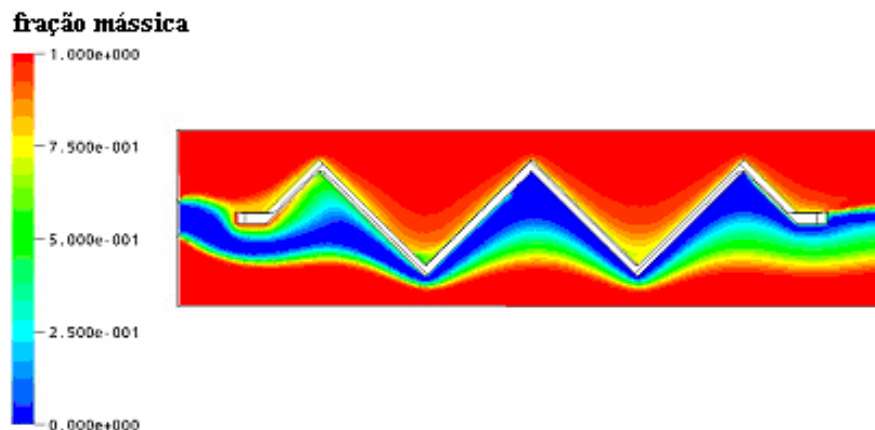


Figura 4.3 - Perfil de concentrações do misturador estático Zigue-zague em corte longitudinal.

A Figura 4.4 apresenta os perfis de concentrações nas seções transversais dos misturadores Zigue-zague, para as relações $L/D= 4, 12$ e 24 .

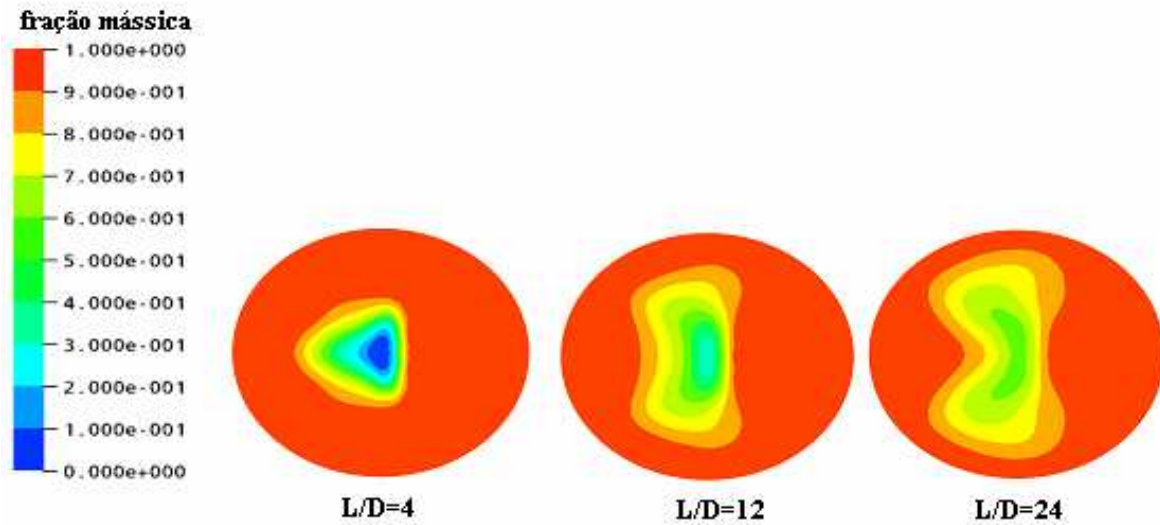


Figura 4.4 - Misturador Zigue-zague – Perfis de concentrações na seção transversal.

Nota-se na Figura 4.4 que a mistura se dá unicamente nas regiões centrais do misturador e que sua melhora não é significativa, mesmo com os aumentos de L/D .

4.1.2 Tipo S

Com o modelo de misturador tipo S (Figura 4.5), também se buscou defletir o escoamento sucessivamente, porém sob a ação de uma superfície curva no lugar da face plana empregada no misturador tipo Zigue-zague.

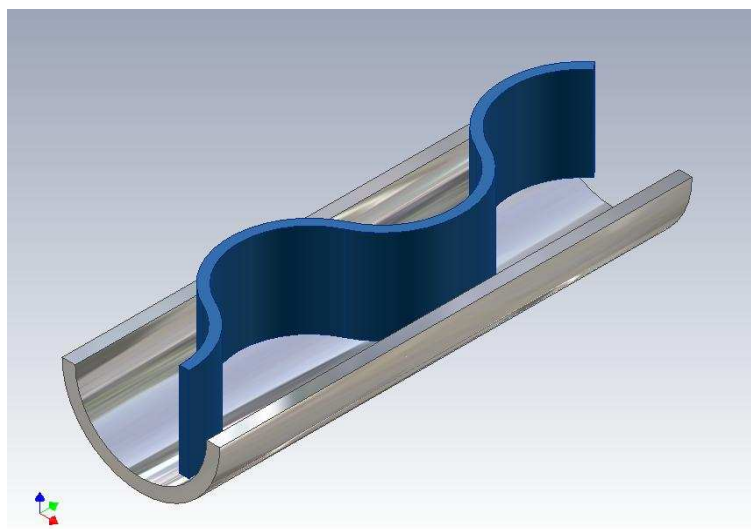


Figura 4.5 - Geometria do misturador estático tipo S.

A vista em corte longitudinal do misturador tipo S (Figura 4.6) mostra que o elemento de mistura divide o escoamento em dois canais laterais “isolados”. A mistura se dá devido aos estrangulamentos sucessivos. Todo o fluido central é defletido para um dos lados do elemento de mistura.

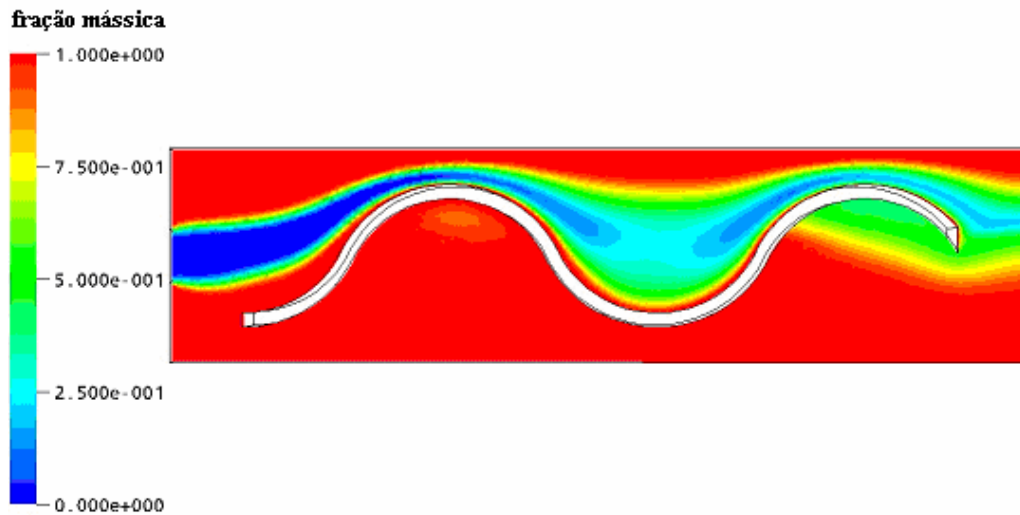


Figura 4.6 - Perfil de concentrações do misturador estático tipo S em corte longitudinal.

A figura 4.7 mostra os perfis de concentração nas seções transversais deste misturador com $L/D=4$, 12 e 24 , respectivamente. Nota-se que a distribuição da fração mássica não é uniforme e que a melhora da qualidade da mistura com o aumento de L/D é pequena.

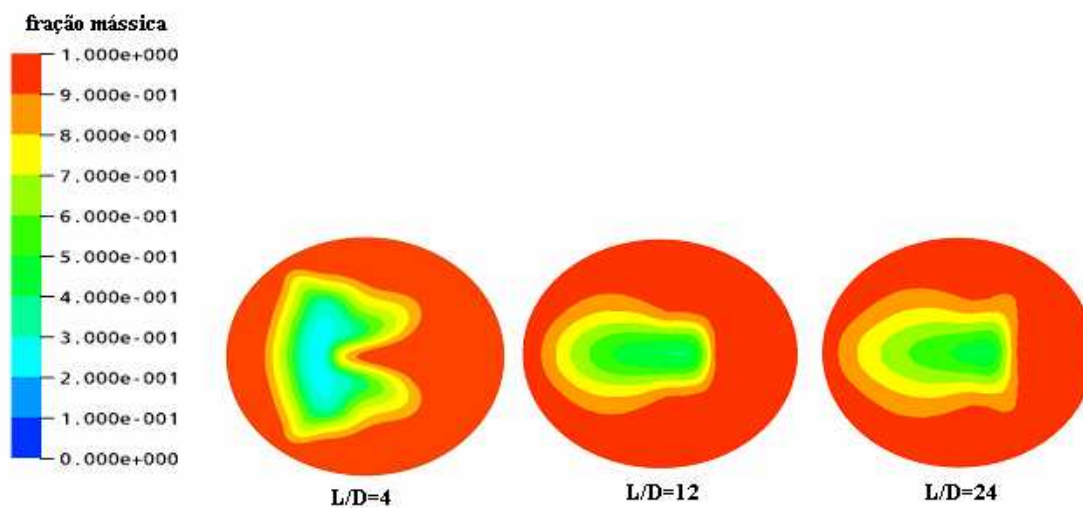


Figura 4.7 – Misturador tipo S – Perfis de concentrações na seção transversal.

4.1.3 Tipo S cruzado

Ao rotacionarem-se os elementos básicos do misturador tipo S, conforme mostra a Figura 4.8, o mecanismo de mistura lateral do misturador S (similar ao misturador Zigue-zague), alterna-se, resultando em melhor uniformidade de mistura.

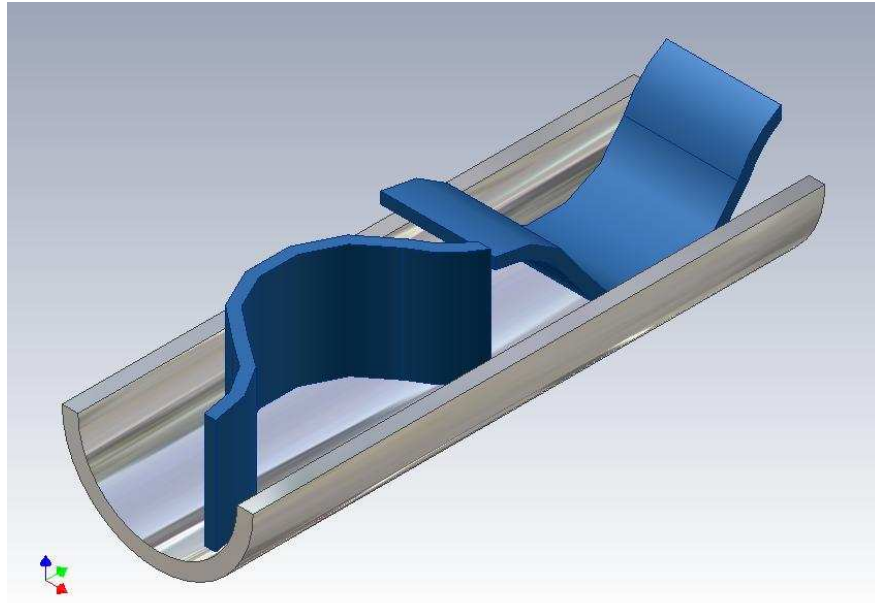


Figura 4.8 - Geometria do misturador estático tipo S cruzado.

No entanto, os elementos não têm eixos de simetria, o que provoca uma mistura assimétrica à saída (Figura 4.9). Esta assimetria seria neutralizada ao acrescentarem-se elementos sucessivos em orientações inversas. Quando o número de elementos aumenta, a distribuição de concentrações na saída torna-se mais simétrica e homogênea. Este misturador não tem elementos sólidos próximos à parede e há poucas regiões onde o fluido é direcionado para a mesma. Por isso, a região anular próxima à parede do tubo não sofre mistura adequada (regiões em coloração vermelha da Figura 4.9).

O perfil melhora ao aumentar-se o valor de L/D para 24, conforme mostra a Figura 4.9, onde as regiões de fração mássica estão nitidamente mais uniformes, devida ao mecanismo de alternância no escoamento determinado pelo misturador cruzado.

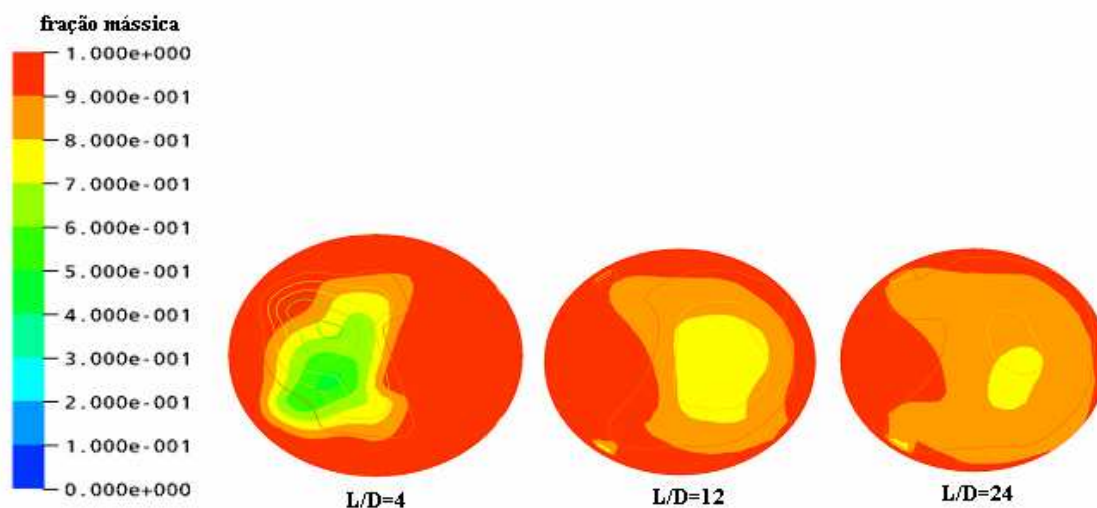


Figura 4.9 – Misturador tipo S cruzado – Perfis de concentrações na secção transversal.

A Figura 4.10 compara os perfis de concentrações nas secções transversais dos misturadores Zigue-zague, S e S cruzado para mesmo $L/D=24$.

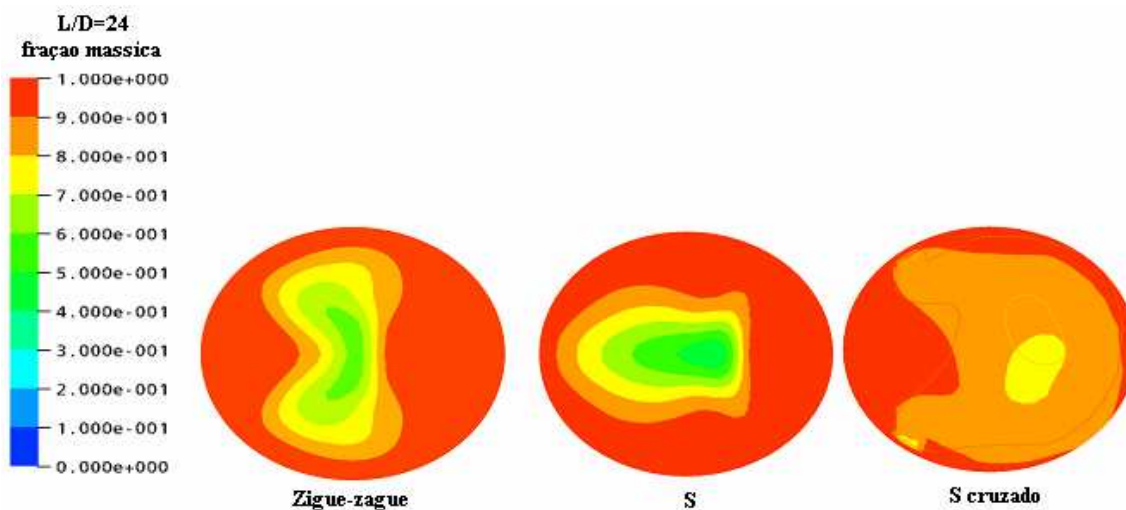


Figura 4.10 – Perfis de concentrações dos misturadores Zigue-zague, S e S cruzado para $L/D=24$.

Evidenciou-se nesta fase que a ação de mistura é determinada pela presença de elementos sólidos que promovam a deflexão do escoamento. Entretanto, as geometrias simples, sejam com superfícies planas (Zigue-zague) ou curvas (S), mesmo com deflexões sucessivas, têm pouco efeito na ação de mistura dos misturadores estáticos, mesmo com o aumento das

relações L/D . A comparação feita na Figura 4.10 mostra que a alternância no mecanismo de mistura, determinada pela ação de giro de 90 graus entre os elementos do misturador S cruzado, promove maior ação de mistura, determinando melhor uniformidade das concentrações à saída do misturador.

4.2 Fase 2

As simulações da Fase 1 permitiram visualizar a necessidade de re-orientação do fluxo, o que pôde ser melhor alcançado com o uso do misturador tipo S cruzado, quando comparado aos tipos Zigue-zague e S.

Desta forma, na Fase 2 foram alteradas as geometrias da Fase 1, objetivando:

- aumentar o número de elementos difusores;
- promover a alternância entre os elementos de mistura.

4.2.1 S triplo

Este misturador, baseado no misturador S da fase 1, visa aumentar os estrangulamentos sucessivos do escoamento nas laterais do tubo, conforme mostra a Figura 4.11.

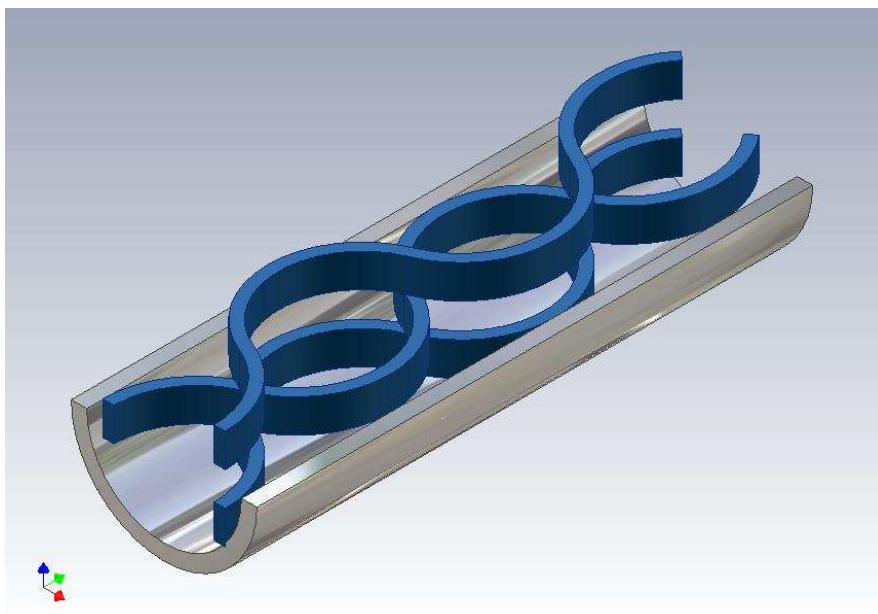


Figura 4.11 - Geometria do misturador tipo estático S triplo.

A orientação alternada dos S laterais em relação ao S central ajuda a promover a mistura ao longo do plano principal do elemento sólido (Figura 4.12). Pode-se observar como o fluido central oscila entre as duas laterais do tubo.

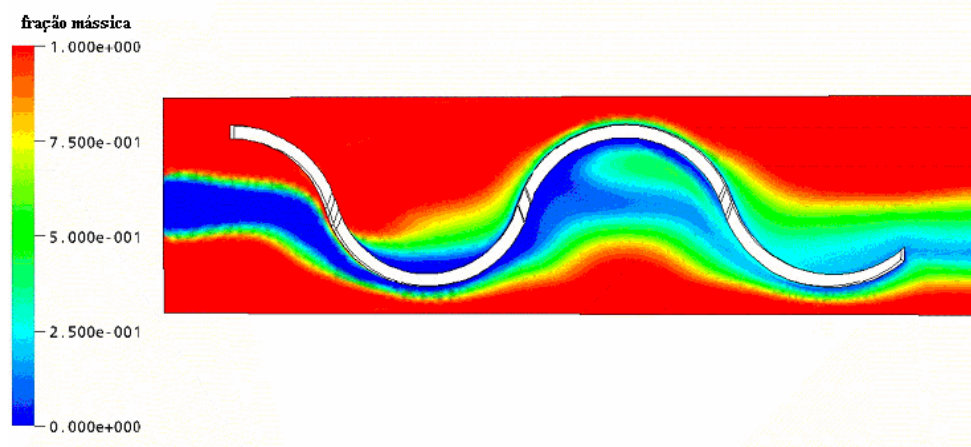


Figura 4.12 – Perfil de concentrações do misturador estático S triplo em corte longitudinal.

No entanto, como o fluido não é forçado a movimentar-se no plano vertical, resulta uma mistura pobre na saída (Figura 4.13).

A Figura 4.13 permite observar, ainda, que quando misturadores mais longos são empregados, a mistura melhora substancialmente mantendo, entretanto, má distribuição de concentrações no plano vertical.

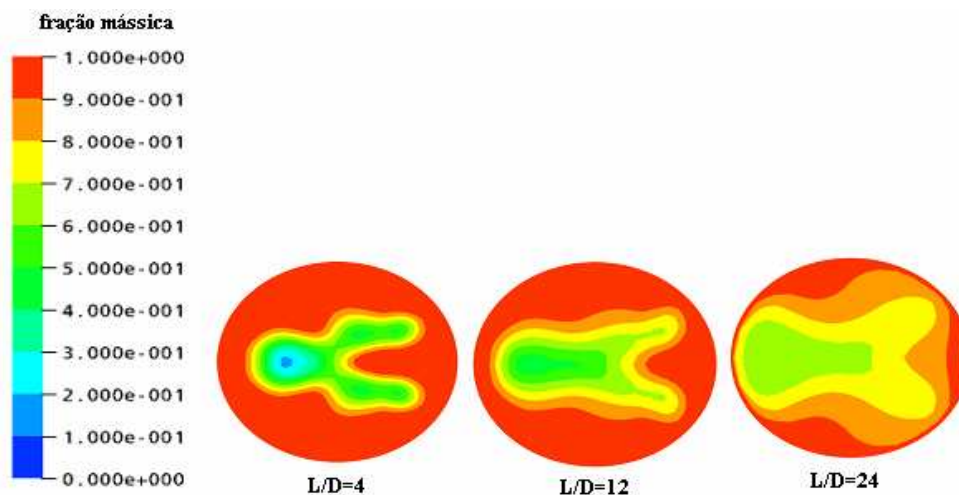


Figura 4.13 – Misturador tipo S triplo – Perfis de concentrações na secção transversal.

A Figura 4.14 permite comparar os perfis transversais de concentrações obtidos para os misturadores S, S cruzado e S triplo.

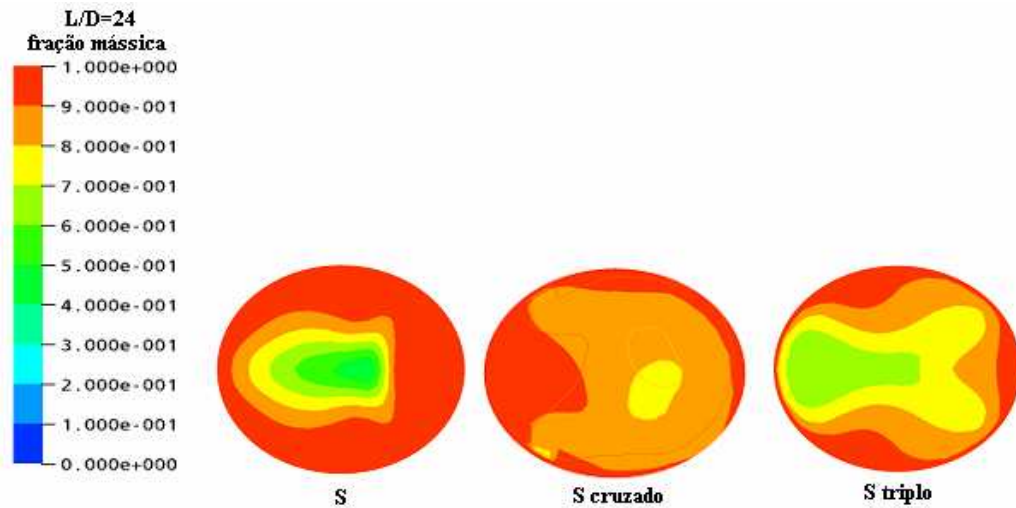


Figura 4.14 - Perfis de concentrações dos misturadores S, S cruzado e S triplo para $L/D=24$.

Nota-se a melhor uniformidade da mistura obtida com os modelos S cruzado e S triplo em relação ao modelo S original.

4.2.2 S triplo cruzado

Com o misturador S triplo cruzado, objetivou-se combinar os resultados obtidos com o misturador S cruzado e S triplo, obtidos pela alternância entre os elementos de mistura e pelo aumento no número de elementos defletores, conforme mostra a Figura 4.15.

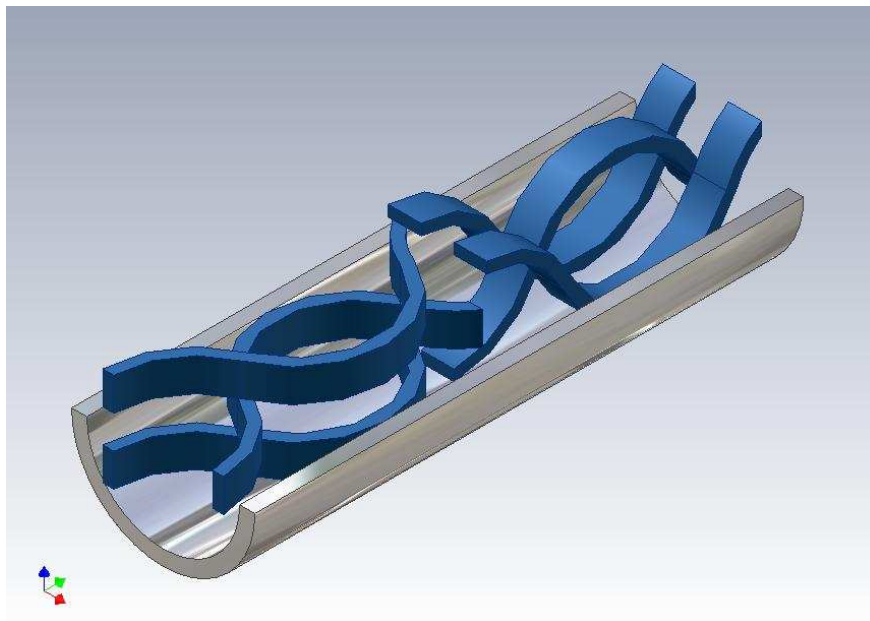


Figura 4.15 - Geometria do misturador estático tipo S triplo cruzado.

Ao disporem-se elementos tipo S triplo em orientações perpendiculares entre si, o fluido é forçado a movimentar-se por toda a seção transversal do tubo, conforme evidencia a Figura 4.16. Desta forma, fica evidente a contribuição da reorientação contínua do fluxo na direção radial para a uniformidade da mistura.

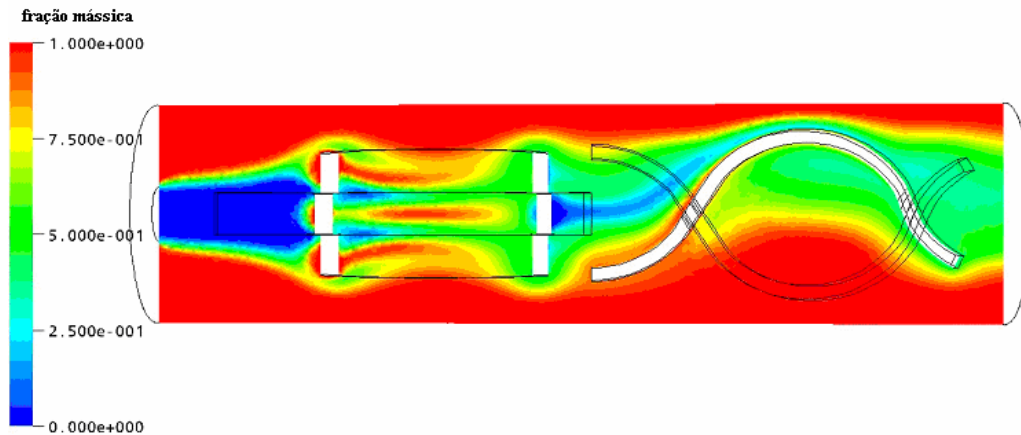


Figura 4.16 – Perfil de concentrações do misturador estático S triplo cruzado em corte longitudinal.

Entretanto, nenhum dos elementos aproxima-se o suficiente das paredes do tubo, de forma que a região anular externa à saída permanece sem mistura (Figura 4.17).

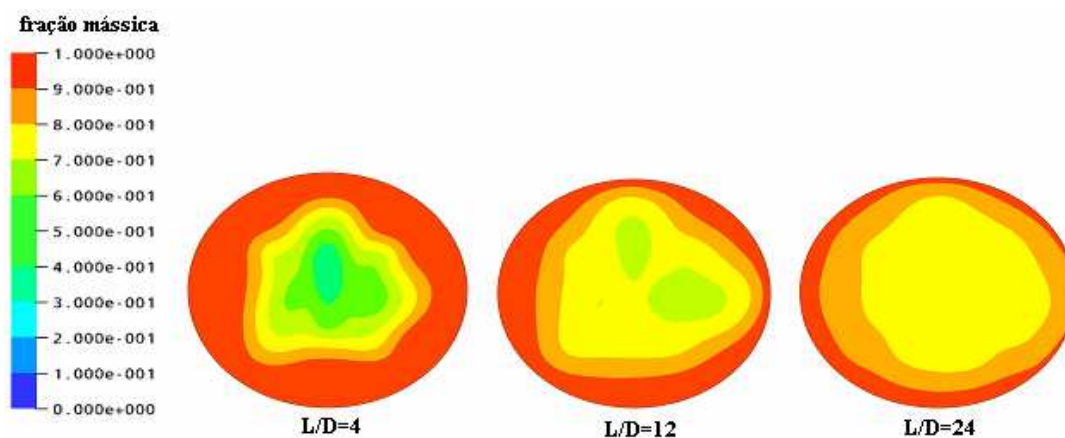


Figura 4.17 – Misturador tipo S triplo cruzado – Perfis de concentrações na seção transversal.

Nota-se na Figura 4.17 a significativa melhora na uniformidade da mistura com o aumento da relação L/D .

4.2.3 Escamas

Assim como o misturador S triplo cruzado, a geometria deste misturador visou promover estrangulamentos sucessivos e alternância no sentido do escoamento. No entanto, as superfícies sólidas defletoras foram alteradas em segmentos curvilíneos similares a “escamas”, visando direcionar o escoamento às paredes do tubo, conforme mostra a Figura 4.18.

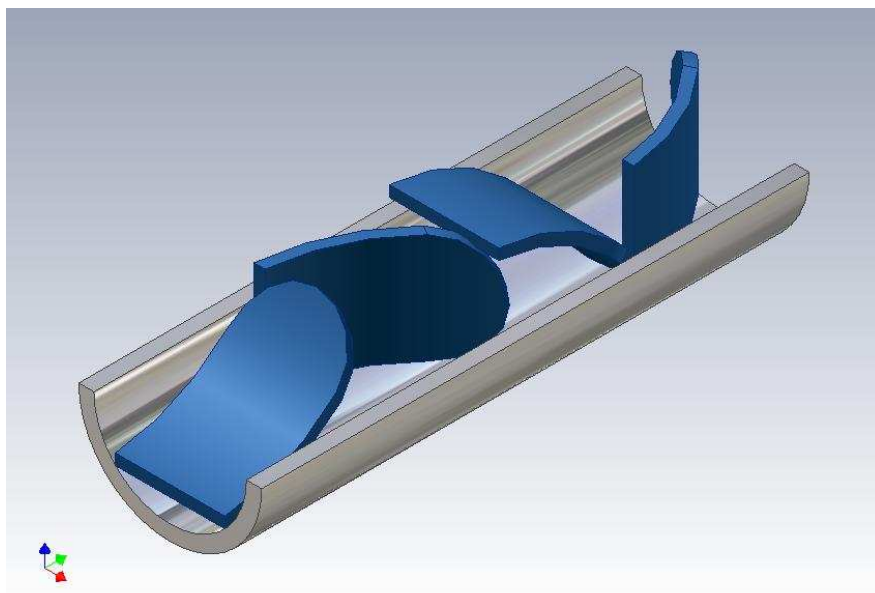


Figura 4.18 - Geometria do misturador estático tipo Escamas.

Assim, o fluido central alterna-se entre seções direita e esquerda do tubo (fluido em verde na Figura 4.19), bem como entre as seções superior e inferior (como pode ser inferido pela simetria espacial dos elementos sólidos, mostrado na Figura 4.18).

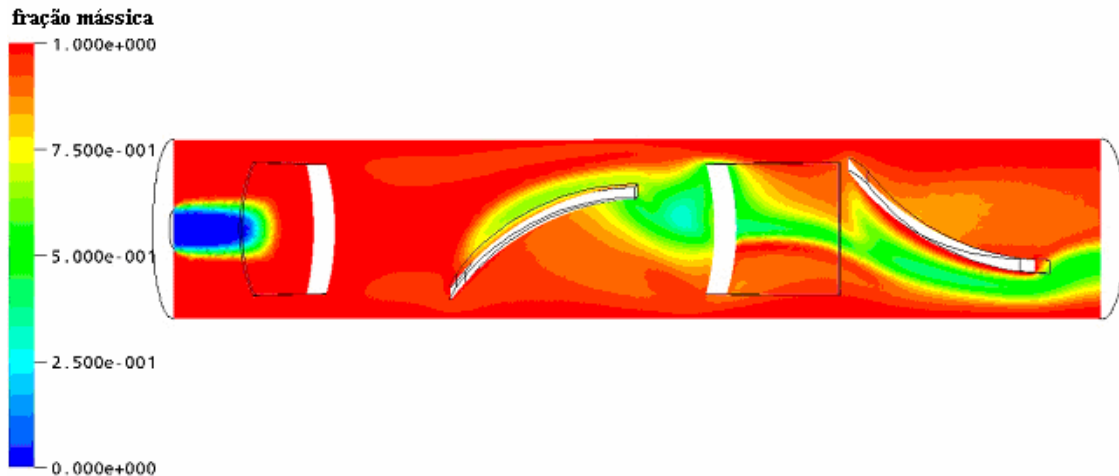


Figura 4.19 – Perfil de concentrações do misturador estático tipo Escamas em corte longitudinal.

Na Figura 4.20, pode-se perceber a boa uniformidade nos perfis de velocidades ao longo da seção longitudinal do misturador.

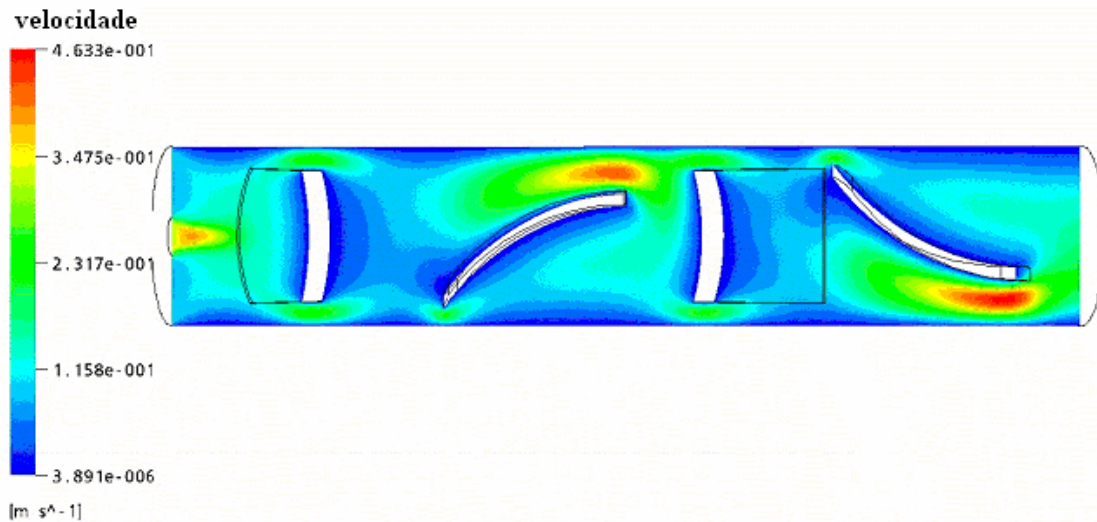


Figura 4.20 – Perfil de velocidades do misturador estático tipo Escamas em corte longitudinal.

A Figura 4.21 mostra a melhora na uniformidade da mistura com o aumento da relação L/D para o misturador tipo Escamas. Entretanto, observa-se que permanecem regiões de pouca mistura junto às paredes do tubo.

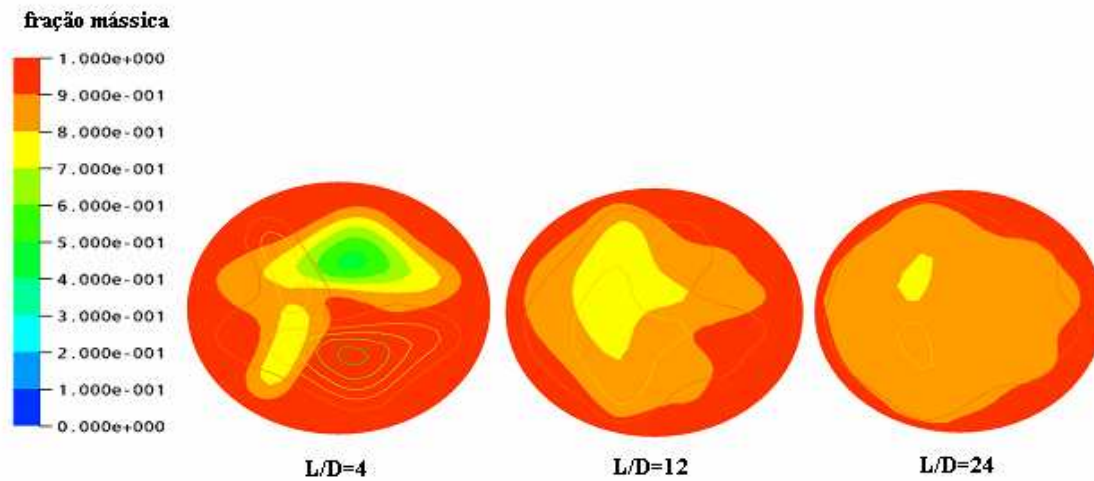


Figura 4.21 – Misturador tipo escamas - Perfis de concentrações na seção transversal.

A Fig. 4.22 permite comparar os perfis de concentrações dos misturadores S triplo, S triplo cruzado e Escamas.

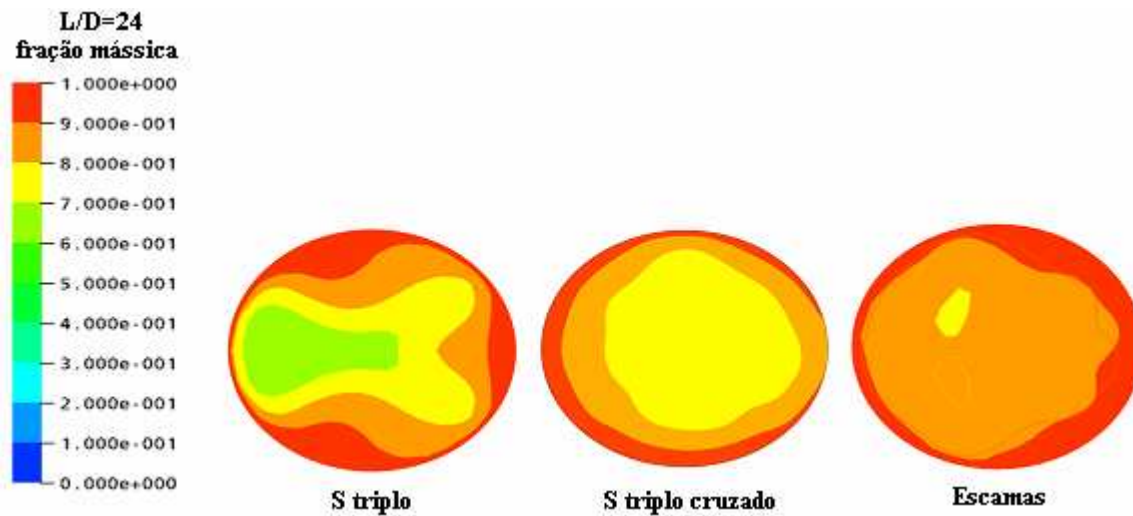


Figura 4.22 - Perfis de concentrações dos misturadores S triplo, S triplo cruzado e Escamas para $L/D=24$.

A Figura 4.23 resume os perfis de concentrações para todos os misturadores simulados até a presente fase, para $L/D=24$.

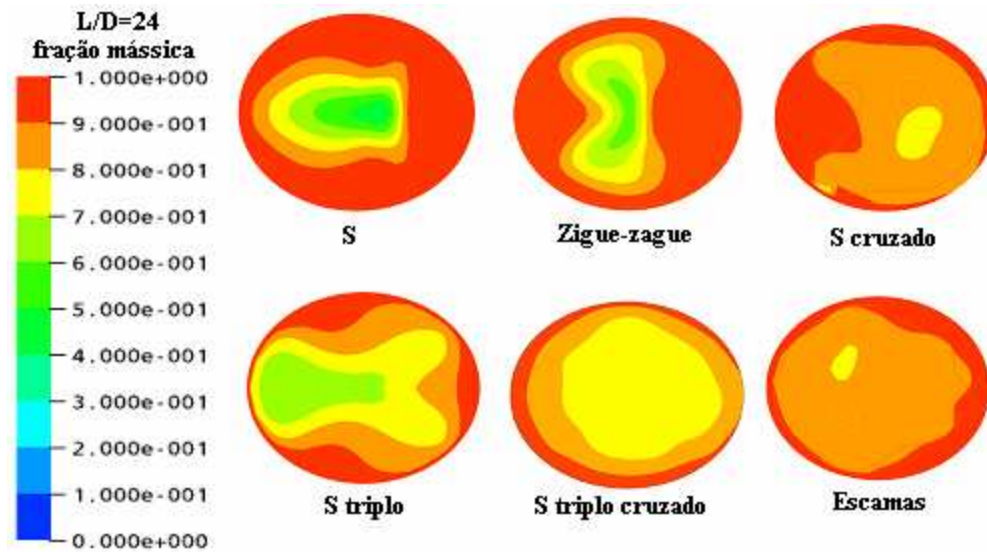


Figura 4.23 - Perfis de concentrações dos misturadores S, Zigue-zague, S cruzado, S triplo, S triplo cruzado e Escamas para $L/D=24$.

A análise da Figura 4.23 permite algumas observações:

- As modificações sequenciais realizadas nas geometrias dos elementos de mistura promoveram melhoria na uniformidade de concentrações nas saídas dos misturadores.
- Misturadores que apenas defletem o escoamento, como os tipo S, Zigue-zague e S triplo não são eficientes, mesmo com o aumento do comprimento do misturador.
- Os misturadores com elementos cruzados são mais eficientes que seus pares não cruzados.
- As geometrias propostas não permitiram boa ação de mistura junto às paredes do misturador.

4.3 Fase 3

Com base nas observações sobre o comportamento do escoamento nas fases 1 e 2 propôs-se, nesta fase, duas novas geometrias de misturadores estáticos, Escama dupla e Aletas 45° , objetivando suprir as deficiências encontradas nos desenhos anteriores.

4.3.1 Escama dupla

Uma nova geometria denominada Escama dupla (Figura 4.24) foi proposta na fase 3, visando; propiciar maior divisão do escoamento, direcionar o fluido do centro para as paredes da tubulação e diminuir a distância entre os elementos do misturador e a parede do tubo.

O desempenho deste misturador está relacionado à alta concentração de elementos defletores sólidos.

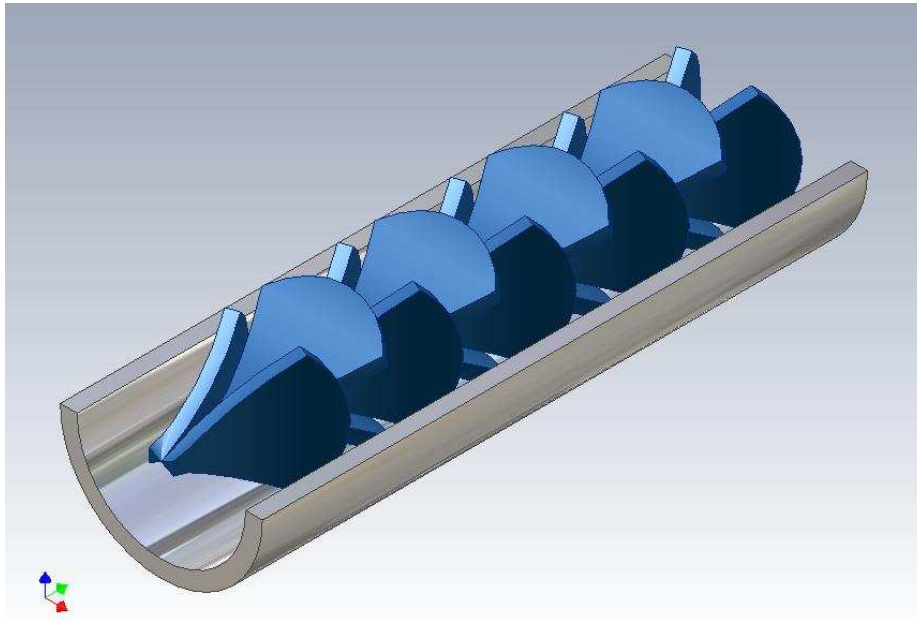


Figura 4.24 - Geometria do misturador estático tipo Escama dupla.

A boa qualidade da mistura pode ser visualizada pela melhora da homogeneidade da concentração à medida que o fluido se afasta da entrada, como pode ser observado na Figura 4.25 com $L/D=4, 12$ e 24 .

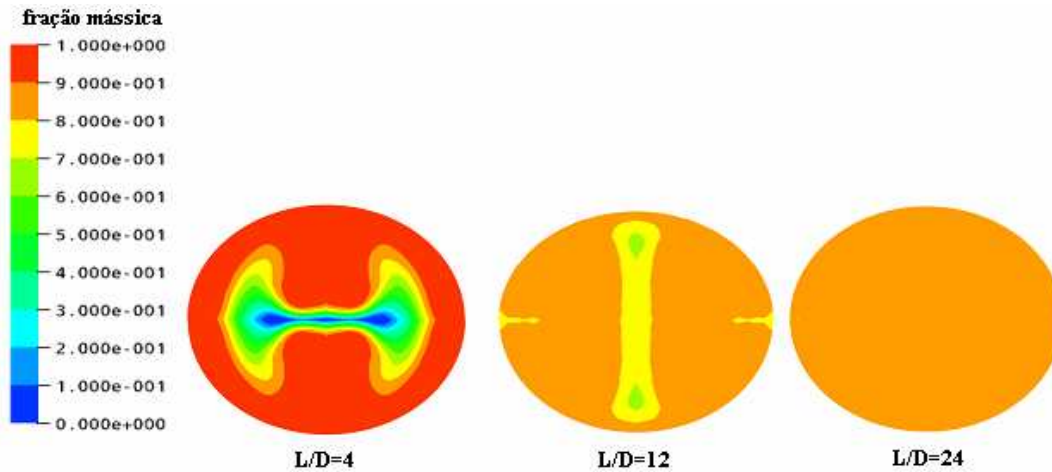


Figura 4.25 – Misturador tipo escama dupla – Perfis de concentrações na secção transversal.

Entretanto, a região central do tubo apresenta altas velocidades (Figura 4.26), devido à baixa perda de carga. Esta região serve de passagem preferencial ao fluido alimentado pelo centro do tubo. Assim, o fluido central atravessa o equipamento com deflexão insuficiente e, portanto, sem misturar-se.

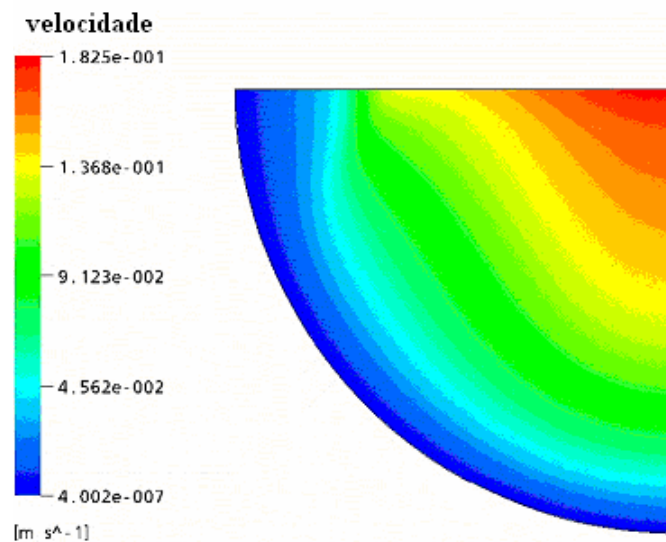


Figura 4.26 – Perfil de velocidades do misturador estático Escama dupla em corte transversal ($L/D=4$).

Nas regiões mais distantes do eixo, os elementos sólidos defletem o escoamento adequadamente, promovendo uma mistura eficiente, com exceção do escoamento próximo à parede. Há poucos elementos sólidos nesta região e o fluxo adjacente à parede dissipa-se antes de aproximar-se da mesma. Assim, o escoamento próximo à parede é lento e há pouca mistura (Figura 4.27).

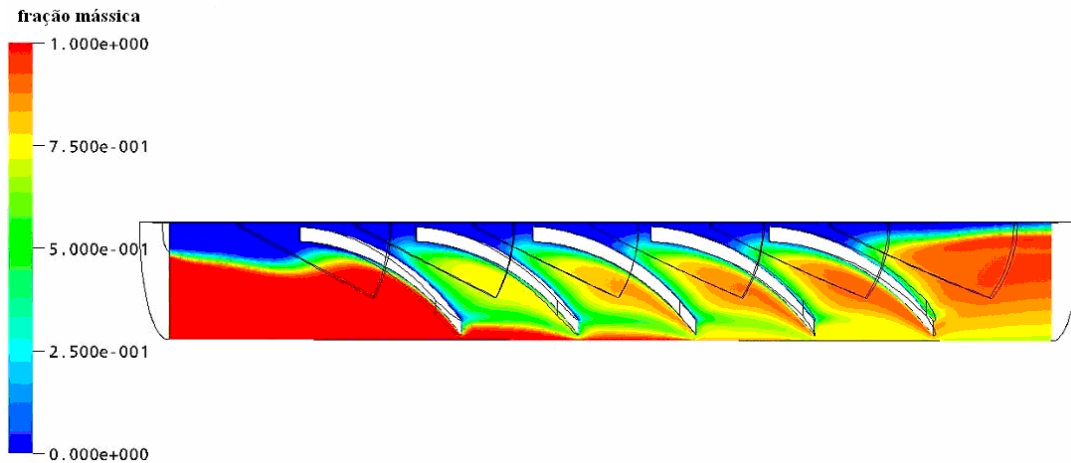


Figura 4.27 - Perfil de concentrações do misturador estático Escama dupla em corte longitudinal.

4.3.2 Aletas 45°

Objetivando-se alcançar maior divisão e estrangulamento do escoamento, criou-se o misturador denominado aletas 45° (Figura 4.28), o qual divide acentuadamente as camadas de fluido, determinando o aumento da área superficial entre as mesmas.

Uma grande vantagem deste modelo é o fato do mesmo ser modular e portanto, de mais fácil fabricação. Os módulos são iguais e há somente uma rotação entre os mesmos.

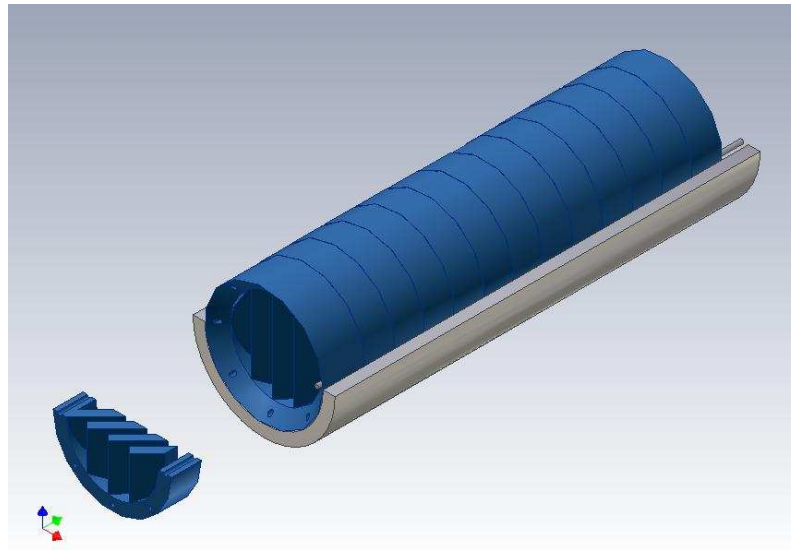


Figura 4.28 - Geometria do misturador tipo Aletas 45° (ALETAS).

Este misturador mostrou-se capaz de uma mistura muito eficiente com pequeno comprimento. A boa qualidade de mistura é resultado da grande concentração de superfícies sólidas defletoras de fluxo (aletas). Esta explicação é suportada pelo comportamento do misturador de escama dupla, que também possui muitas superfícies sólidas e bom desempenho. No caso das aletas, a orientação rotacionada dos sucessivos elementos sólidos também contribui para a eficiência da mistura. A eficiência da mistura pode ser visualizada na Figura 4.29 ($L/D=4$). Há apenas uma pequena região menos misturada na saída devido ao pequeno número de elementos de rotação para esta relação de L/D , os quais induzem um escoamento assimétrico.

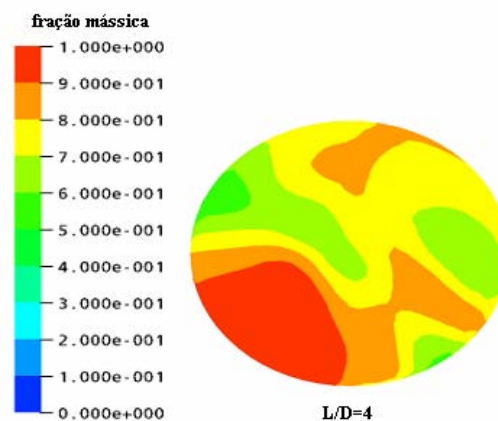


Figura 4.29 – Misturador tipo Aletas – Perfil de concentrações na seção transversal.

Por limitação de memória do computador utilizado, não foram realizadas as simulações com L/D maiores para este modelo, o qual demanda um refinamento muito grande e um número muito maior de elementos na malha devido à proximidade acentuada entre as aletas dos módulos.

O campo de velocidades é bem distribuído, havendo apenas algumas pequenas regiões com velocidades altas, mostrando a adequação da simetria escolhida (Figura 4.30)

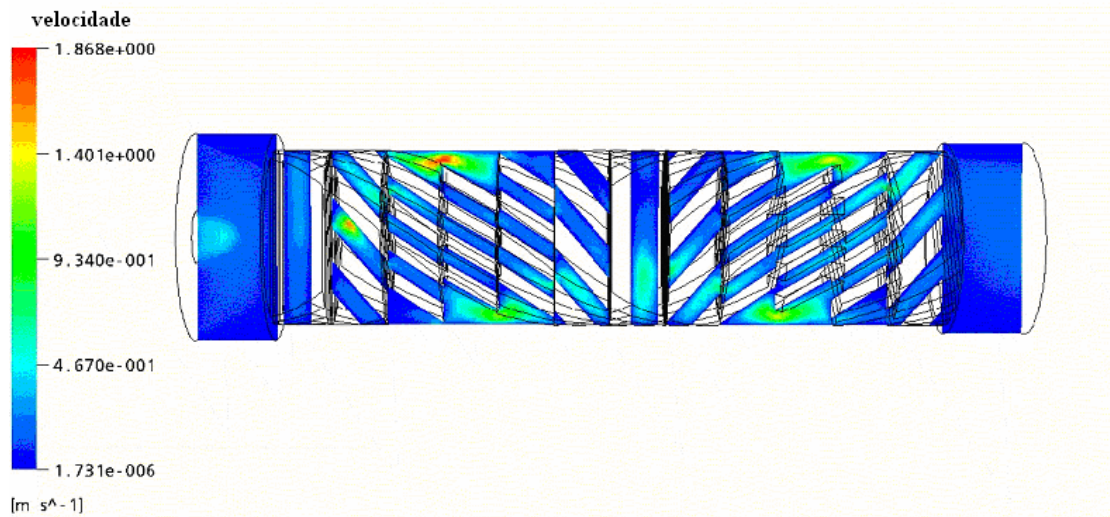


Figura 4.30 – Perfil de velocidades do misturador estático Aletas em corte longitudinal ($L/D=4$).

A Figura 4.31 apresenta a comparação dos perfis de concentrações transversais dos misturadores Escamas duplas e Aletas para $L/D=4$. Nota-se a nítida superioridade na qualidade de mistura propiciada pelo misturador tipo Aletas, mesmo com baixo valor de L/D .

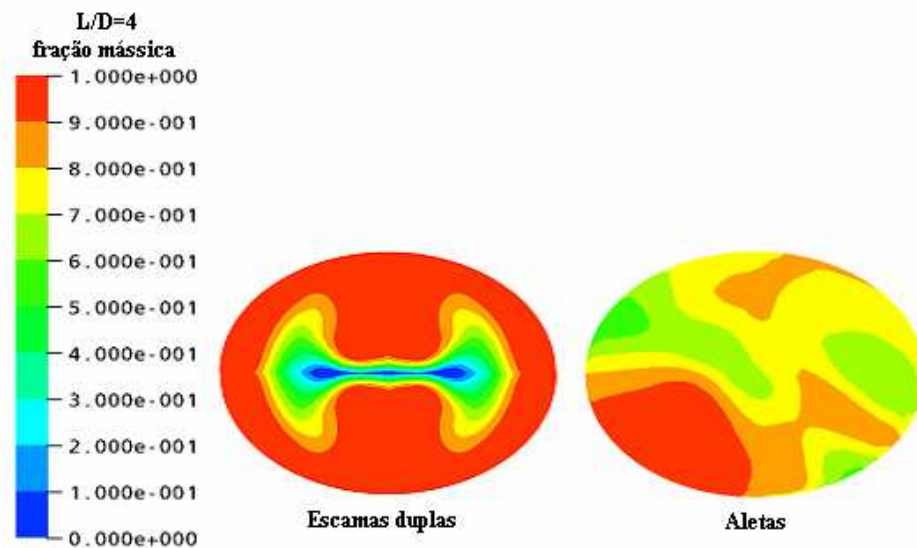


Figura 4.31 – Comparação dos perfis de concentrações transversais para os misturadores Escamas duplas e Aletas para $L/D=4$.

As informações obtidas nas simulações realizadas até esta fase permitiram as seguintes conclusões qualitativas gerais sobre o comportamento fluidodinâmico dos misturadores estáticos:

- A mistura é favorecida por deflexões causadas pelos elementos sólidos. Assim, deve haver suficientes elementos sólidos para promover sucessivas deflexões do escoamento. Sucessivos estrangulamentos na seção transversal ao escoamento apresentam efeito semelhante.
- Deflexões sucessivas em sentidos alternados são desejáveis.
- As deflexões promovidas pelos elementos sólidos devem apresentar simetria em relação à seção transversal do escoamento. Não é necessária simetria em cada elemento, mas no conjunto deles. Caso contrário, há regiões do escoamento que não se encontram, resultando numa grande dispersão de concentrações à saída.
- A simetria dos elementos também é necessária para uniformizar a perda de carga e, assim, distribuir o escoamento uniformemente na seção transversal, o que torna a mistura mais eficiente.
- Elementos sólidos com eixos ou planos de simetria no sistema de coordenadas cilíndrico são preferíveis à simetrias no sistema cartesiano, uma vez que o escoamento é limitado externamente por tubos cilíndricos.

- No caso de elementos sólidos com planos de simetria em coordenadas cartesianas, a alternância do sentido dos planos favorece a mistura (modelos denominados “cruzados” são mais eficientes que os seus pares não cruzados)
- O escoamento próximo às paredes do tubo é particularmente difícil de ser defletido. Por isso, os elementos sólidos devem se aproximar bastante das paredes ou dirigir fluxos intensos para esta região.

4.4 Fase 4

Nesta fase foram alteradas as características dos fluidos simulados, conforme apresentado nas tabelas 3.4 e 3.5 do capítulo 3. Desta forma, obteve-se, com a mistura 1, escoamento em regime laminar ($Re=28$) e com a mistura 2, regime de transição ($Re=3204$), considerado turbulento no interior dos misturadores, para efeito de simulações.

Ambos os regimes de escoamento foram simulados nesta fase, sendo aplicados os seguintes critérios de comparação entre os misturadores:

- coeficiente de variação (cv);
- perda de carga (ΔP).

Um misturador com baixo cv indica alta eficiência de mistura, enquanto alta perda de carga (ΔP) implica em maior consumo de energia. Por outro lado, um misturador que determine baixa perda de carga, mas alto valor de cv , pode demandar um comprimento (L/D) elevado que o inviabilize do ponto de vista de aplicabilidade industrial. Desta forma, os parâmetros cv e ΔP são primeiramente comparados isoladamente e, posteriormente, analisados em forma conjunta, por meio da relação ($cv \cdot \Delta P$), a fim de definir o misturador de melhor desempenho global, determinado pelo menor valor do produto destes fatores.

4.4.1 Regime Laminar

As Figuras 4.32 e 4.33 permitem uma comparação dos modelos desenvolvidos, através do coeficiente de variação (cv) e da perda de carga (ΔP), em regime laminar. Ambos os parâmetros são analisados em função do adimensional L/D .

A Figura 4.32 permite observar que a capacidade de mistura dos diferentes modelos aproxima-se assintoticamente de valores entre 0,15 e 0,01, dependendo da

geometria do misturador. O comportamento exponencial das curvas de tendência de cv x L/D apresentadas nesta Figura mostra-se coerente com o comportamento apresentado por Alloca (1982), Pahl e Muschelknautz (1982) e por Etchells III e Meyer (2004).

Nota-se na Figura 4.32 que o cv do misturador tipo Escama dupla decresce rapidamente com o aumento no comprimento do misturador, aproximando-se da mistura completa após $L/D=24$. Nota-se ainda que, entre todos os modelos de misturadores propostos, o tipo Escama dupla alcançou $cv = 0,05$ com a menor relação L/D (11). A comparação com a simulação feita com o modelo comercial Kenics mostra um desempenho superior para o misturador tipo Escama Dupla, o qual, para $L/D=24$, obteve um cv de 0,022, enquanto o cv do misturador Kenics foi de 0,036.

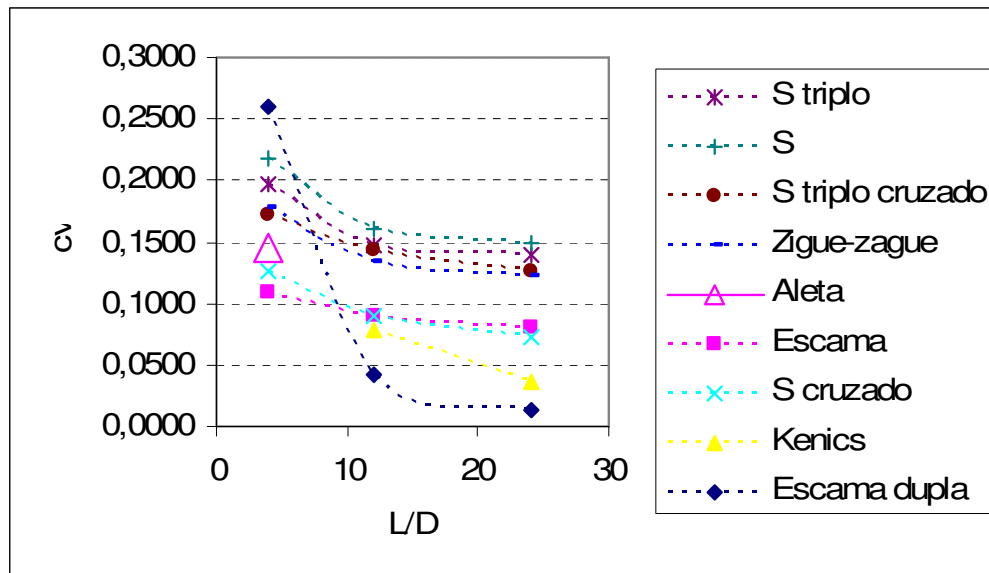


Figura 4.32 – Curvas de tendências do coeficiente de variação (cv) em função de L/D em regime laminar.

A Figura 4.33 mostra o aumento praticamente linear da perda de carga com o aumento da relação L/D para os misturadores simulados.

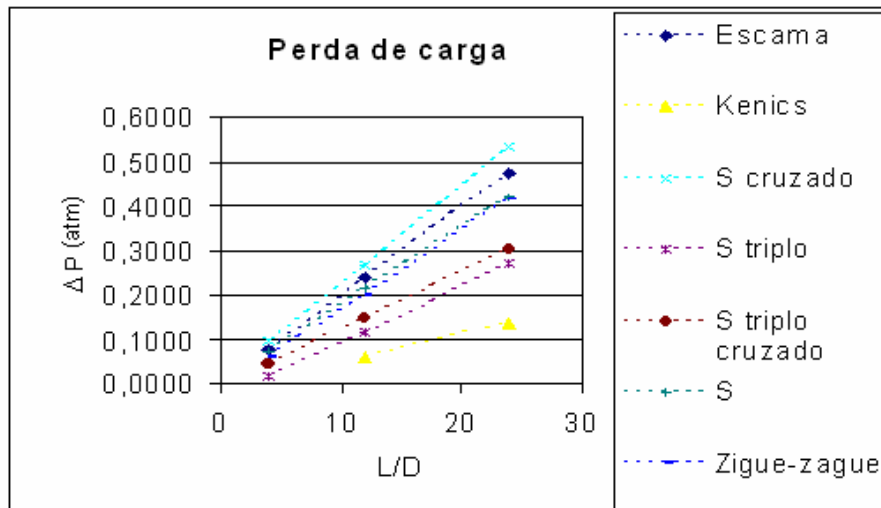


Figura 4.33 – Curvas de tendência das perdas de cargas dos misturadores estáticos em função de L/D em regime laminar.

A linearidade das curvas de tendências de $\Delta P \times L/D$ apresentadas na Figura 4.33 mostra-se de acordo com as referências de Alloca (1982), Pahl e Muschelknautz (1982) e de Etchells III e Meyer (2004), segundo os quais, a relação entre a perda de carga gerada pelo misturador e pelo tubo em vazio é constante, indicando a linearidade do comportamento.

As perdas de cargas geradas com $L/D = 4$ pelos misturadores Aletas e Escama dupla foram elevadas e, para não distorcer a escala das curvas dos demais misturadores, os mesmos não foram incluídos na Figura 4.33, já que as curvas dos demais misturadores não seriam adequadamente visualizadas.

O misturador estático tipo S cruzado apresenta a maior variação de ΔP com o aumento de L/D , enquanto o misturador Kenics apresenta a menor variação, o que lhe permite ser aplicado com comprimentos maiores com menores impactos em sua perda de carga.

Uma forma de compararem-se misturadores estáticos levando-se em conta tanto sua capacidade de mistura quanto seu consumo de energia é a utilização do parâmetro $(cv \cdot \Delta P)$. Menores valores deste parâmetro apontam melhor desempenho do misturador estático.

A Figura 4.34 apresenta as curvas de tendência de $(cv \cdot \Delta P)$ obtidos para os misturadores simulados, em função de L/D .

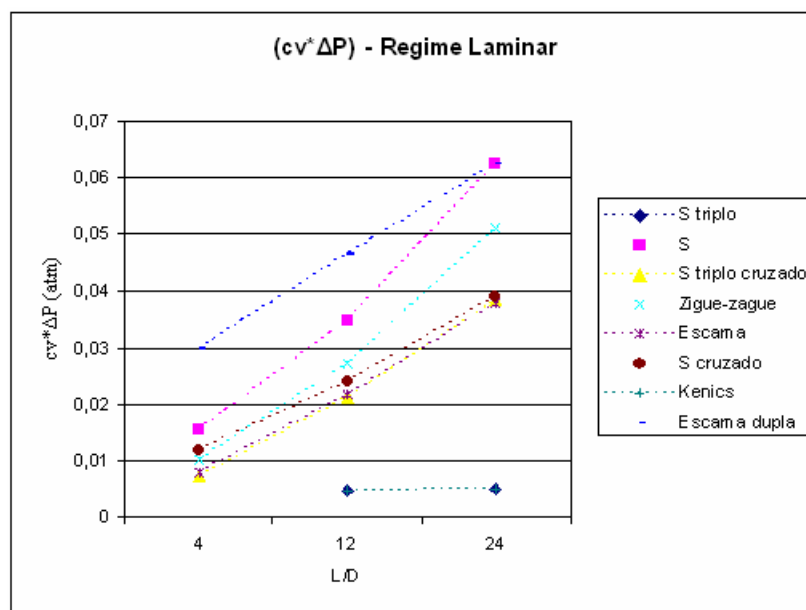


Figura 4.34 – Curvas de tendência dos parâmetros ($cv*\Delta P$) dos misturadores estáticos em função de L/D em regime laminar.

Nota-se uma tendência de comportamento linear do parâmetro ($cv*\Delta P$) em função da relação L/D para os misturadores simulados. Além disso, pode-se avaliar que as inclinações das retas de tendências são próximas, indicando comportamento similar na variação deste parâmetro, embora com valores nominais distintos. O misturador estático Kenics mostrou-se uma exceção, visto que, ao variar-se a relação L/D de 12 para 24, a variação do parâmetro ($cv*\Delta P$) para este misturador foi de apenas 4,4 %, o que mostra equilíbrio entre a melhora na uniformidade de mistura e o aumento da perda de carga gerada com o incremento da relação L/D .

4.4.2 Regime Turbulento

O misturador Escama dupla apresentou o melhor comportamento do coeficiente de variação em função da relação L/D dos misturadores simulados em regime laminar apresentando, entretanto, altos valores de perda de carga. Desta forma, sua geometria foi alterada objetivando-se melhorar o desempenho de mistura e reduzir a perda de carga gerada pelos mesmos em regime turbulento.

De forma análoga, considerando-se o desempenho do misturador tipo Aletas nas fases 3 e 4 (em regime laminar) foram avaliadas alterações nos ângulos de ataque de suas aletas em regime turbulento.

Escama dupla

Foram propostas variações geométricas ao modelo Escama dupla; as distâncias entre os elementos foram majoradas e se alteraram as configurações de forma que o fluido fosse direcionado ora às paredes do tubo, ora em direção ao centro. Além de deflexão, os elementos sólidos promovem estrangulamentos sucessivos no escoamento, aproximando-se bastante da parede. Assim, foram criadas três geometrias alternativas, procurando também diminuir a perda de carga do misturador, através da diminuição do ângulo de ataque ao fluido, conforme retrata a Figura 4.35.

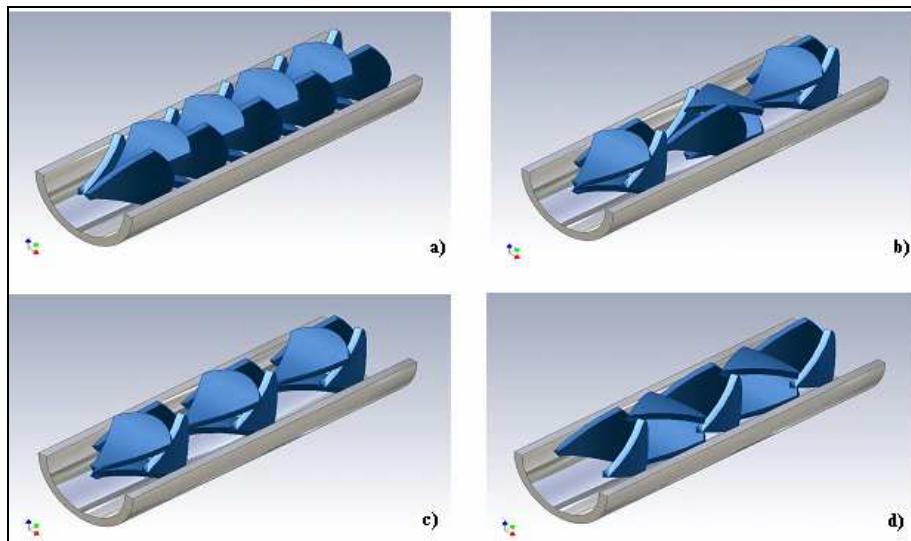


Figura 4.35 - Geometrias dos Misturadores Escama dupla: (a) Escama Dupla; (b) Escama dupla A; (c) Novo Escama dupla A; (d) Escama dupla B.

Além das geometrias mostradas na Figura 4.35, foram simulados os mesmos modelos, porém invertidos com relação ao fluxo do produto, o que se convencionou chamar de “modificado”.

Aletas

Foram simuladas alterações geométricas nos misturadores Aletas, obtidas pela alteração nos ângulos de ataque das aletas com relação ao fluido (α), para avaliar-se qual sua influência no desempenho do misturador. Os ângulos α simulados foram: -15° , 15° , 35° , 45° e 55° , conforme definido pela Figura 4.36.

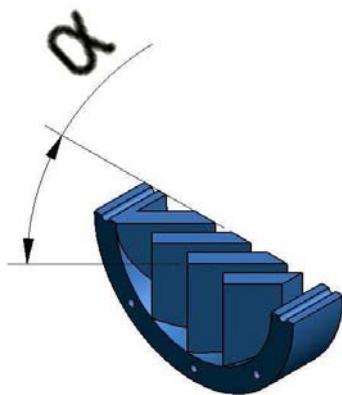


Figura 4.36 – Definição dos ângulos simulados (α) dos misturadores Aletas.

Os valores dos cv 's e das perdas de cargas geradas pelos misturadores Aletas com diferentes ângulos (α) são apresentadas adiante, neste capítulo.

Para efeito de comparações, incluiu-se nas simulações em regime turbulento um modelo clássico, comercialmente conhecido como Sulzer SMX, mostrado esquematicamente na Figura 4.37.

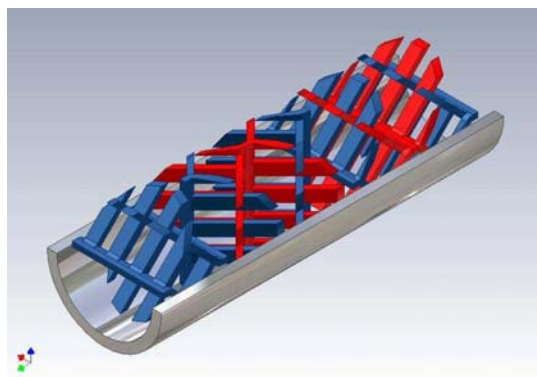


Figura 4.37 – Misturador estático Sulzer SMX.

As Figuras 4.38 e 4.39 apresentam as comparações de perda de carga (ΔP) simuladas para os misturadores da fase 4 para $L/D = 4$ e $L/D = 12$, respectivamente, com a mistura 2, em regime considerado turbulento.

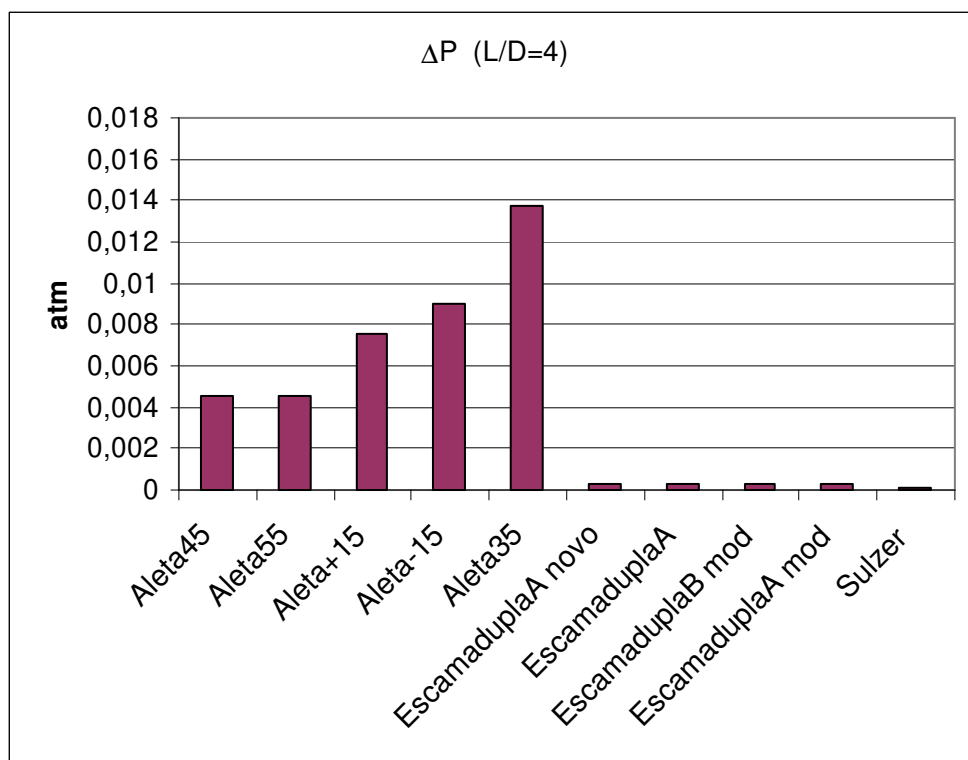


Figura 4.38 - Comparação de perda de carga para $L/D=4$ dos misturadores simulados na fase 4, em regime turbulento.

Nota-se na Figura 4.38:

- Alta perda de carga gerada pelos misturadores tipo Aletas, determinada pela grande presença de sólidos defletores em sua geometria, os quais atuam como obstáculos ao escoamento do fluido em seu interior. As menores perdas de cargas deste modelo de misturador foram geradas com ângulos (α) de 45° e 55° (0,0046 atm).

- A geometria curvilínea dos misturadores tipos escamas determina perdas de cargas extremamente inferiores. A maior diferença entre as perdas de cargas geradas para $L/D=4$ ocorre quando se compara o misturador Aletas 35° e o misturador Escama dupla A modificado, que determina perda de carga aproximadamente 40 vezes menor.

- A perda de carga gerada pelo misturador comercial Sulzer SMX foi menos da metade da perda de carga gerada pelo misturador Escama dupla A e aproximadamente um terço das perdas de cargas geradas pelos misturadores Escama dupla A novo e Escama dupla A modificado, para $L/D=4$.

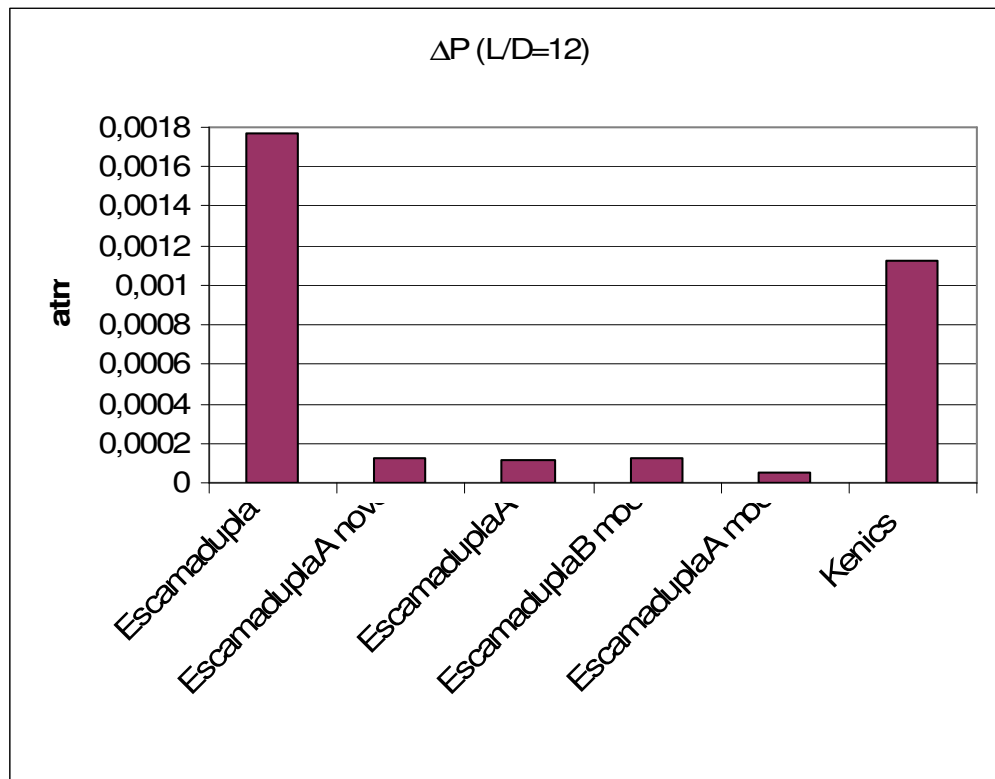


Figura 4.39 - Comparação de perda de carga para $L/D=12$ dos misturadores simulados na fase 4, em regime turbulento.

A Figura 4.39 mostra que:

- Embora com valores nominais mais altos, a perda de carga dos misturadores tipo Escamas duplas com $L/D=12$ mantém comportamento similar à relação $L/D=4$.

- As modificações geométricas propostas ao misturador tipo Escama Dupla mostraram-se eficientes na redução da perda de carga. O valor da perda de carga gerada pelo misturador tipo Escama Dupla A modificado apresentou-se aproximadamente 34 vezes menor que o valor de seu modelo inicial.

As Figuras 4.40 e 4.41 apresentam as comparações dos coeficientes de variação (cv) simuladas para os misturadores da fase 4 para $L/D = 4$ e $L/D = 12$, respectivamente.

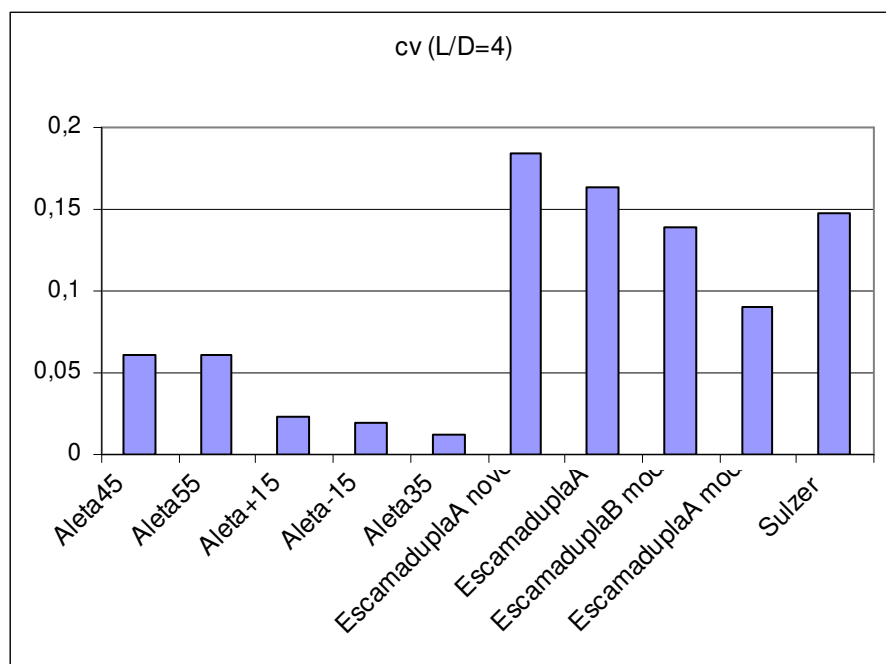


Figura 4.40 - Comparação do coeficiente de variação (cv) para $L/D=4$ dos misturadores simulados na fase 4, em regime turbulento.

A Figura 4.40 permite constatar:

- A melhor eficiência de mistura dos misturadores tipo Aletas mesmo com pequenos comprimentos ($L/D=4$), a qual se dá a custo de altas taxas de perda de carga.

- A eficiência dos misturadores tipo Escamas aproxima-se do misturador Sulzer SMX, para as condições simuladas. O valor do cv do misturador Escama dupla A modificado é aproximadamente 60% do valor calculado para o misturador Sulzer SMX.

Considerando-se que o coeficiente de variação (cv) usualmente adotado e aceito em processos industriais é de 0,05, implicando numa taxa de mistura de 95%, optou-se pelo modelo Aletas 45° para a seqüência das simulações desta fase, visto que, juntamente com o misturador Aletas 55°, apresentou cv próximo a este valor para $L/D=4$, e perda de carga menor que os demais misturadores Aletas.

A Figura 4.41 demonstra melhoria no cv dos misturadores tipo Escamas com $L/D=12$ em relação a $L/D=4$.

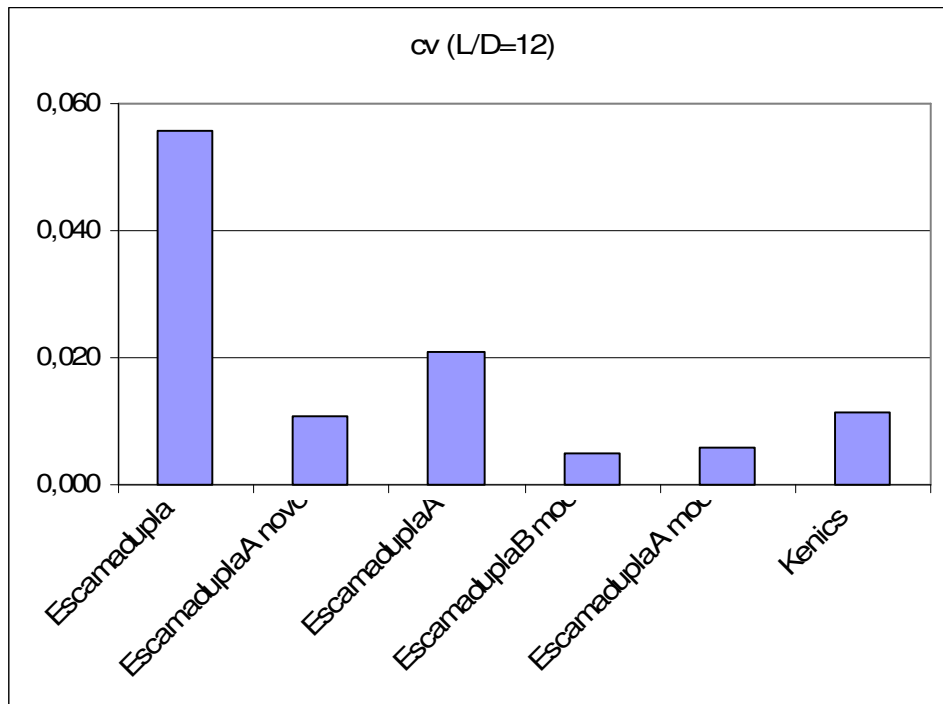


Figura 4.41 - Comparação do coeficiente de variação (cv) para $L/D=12$ dos misturadores estudados na fase 4 – mistura 2.

Com o aumento da relação L/D de 4 para 12, o valor do cv do misturador tipo Escama dupla A modificado diminuiu 15 vezes.

As geometrias dos misturadores tipo escamas novos ou modificados apresentaram bons resultados, pois além de menores perdas de cargas que o modelo original, apresentaram valores de cv bastante inferiores, demonstrando que as modificações foram corretas. A Tabela 4.1 compara as reduções percentuais nos cv's e nas perdas de cargas obtidas com as modificações feitas nos misturadores Escamas duplas em relação ao modelo inicial.

Tabela 4.1 – Comparação da redução percentual de cv e ΔP nos misturadores tipo Escama dupla alterados em relação ao modelo inicial, para $L/D=12$

	Redução (%)	
	ΔP	cv
Escama dupla A	93,6	62,5
Escama dupla A novo	93,1	80,4
Escama dupla A mod.	97,0	89,3
Escama dupla B mod.	93,0	91,1

Quando somadas as reduções de perda de carga e de cv , o misturador tipo Escama dupla A modificado apresentou o melhor resultado, passando a ser denominado EDA.

A Figura 4.42 mostra as curvas de tendências das variações do cv com a relação L/D para os misturadores simulados nesta fase.

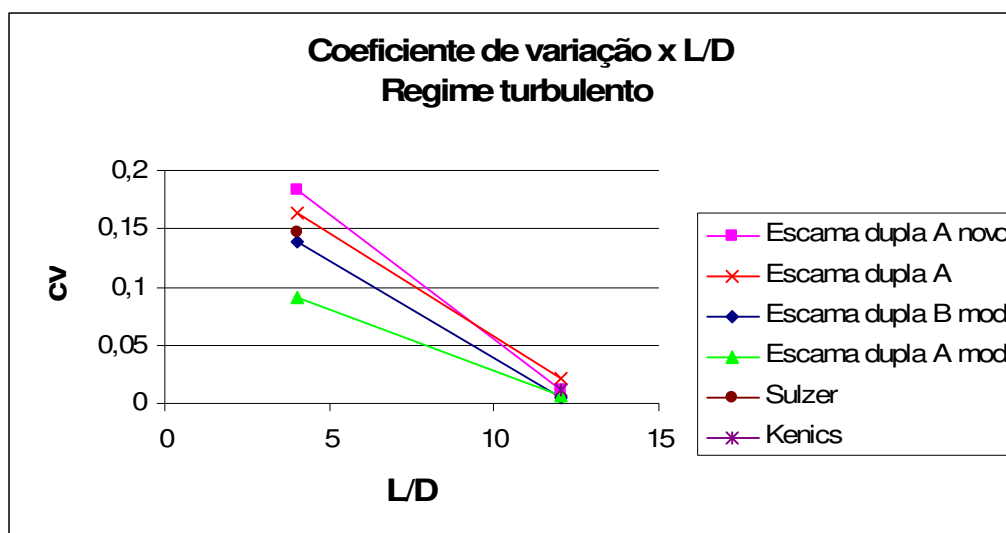


Figura 4.42 – Curvas de tendências das variações de cv em função de L/D para o regime turbulento.

Os misturadores Kenics e Sulzer SMX foram simulados com $L/D=4$ e $L/D=12$, respectivamente, como parâmetros de comparação para os demais misturadores.

Observa-se que o grau de mistura melhora substancialmente com o aumento do comprimento dos misturadores ensaiados em regime turbulento. Embora o misturador tipo escama dupla A novo tenha a curva de tendência com maior inclinação e, portanto, apresente maior sensibilidade na melhoria do cv com o aumento da relação L/D, o misturador tipo escama dupla A modificado apresenta os melhores valores nominais. O cv do misturador tipo Escama dupla A modificado apresentou a metade do valor do cv do misturador Kenics para L/D=12.

A Figura 4.43 mostra as curvas de tendências das variações das perdas de carga determinadas pelos misturadores em função da relação L/D em regime turbulento.

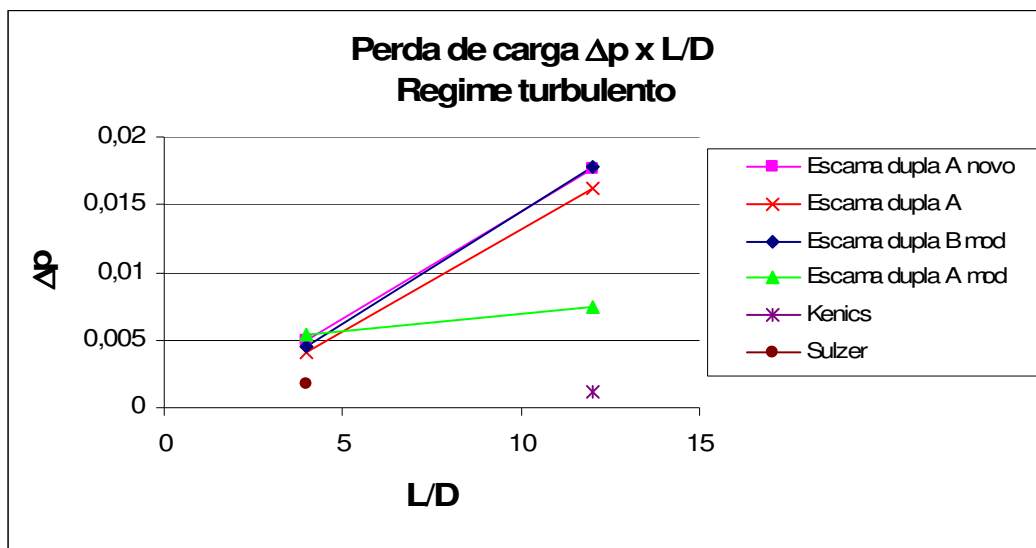


Figura 4.43 – Curvas de tendências das perdas de cargas em função de L/D para o regime turbulento.

Através da Figura 4.43 pode-se notar que para a relação L/D=4, a perda de carga gerada pelo misturador Sulzer é aproximadamente 60% menor que a perda de carga gerada pelas versões dos misturadores tipo Escama dupla para a mesma relação L/D. Observa-se, também, que o valor da perda de carga gerada pelo misturador Kenics para L/D=12 é cerca de 7 vezes menor que o valor da perda de carga gerada pelos misturadores tipo Escama dupla A modificado.

As Figuras 4.42 e 4.43 permitiram observar que para L/D=12, o misturador Escama dupla A modificado apresentou a metade do valor do cv do misturador Kenics, enquanto sua perda de carga gerada foi 7 vezes maior

Na Figura 4.44 compara-se os valores de $(cv*\Delta P)$ simulados para os misturadores EDA (Escama dupla A modificado), Aletas e Sulzer SMX, em regime turbulento, para $L/D=4$.

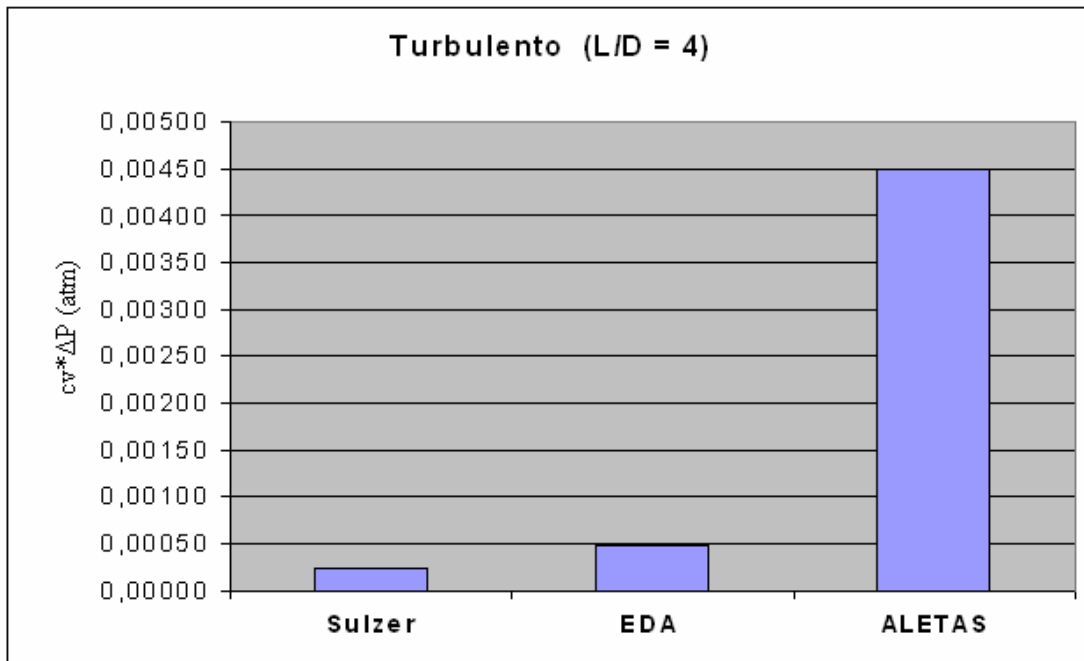


Figura 4.44 – Comparação em regime turbulento das simulações dos misturadores EDA, Aletas e Sulzer SMX para $L/D = 4$.

Nota-se que o valor do parâmetro $(cv*\Delta P)$ para o misturador tipo Aletas é bastante superior aos demais; cerca de 9 vezes maior que o mesmo parâmetro do misturador tipo EDA. O valor de $(cv*\Delta P)$ para o misturador EDA, por sua vez, é cerca de 40% maior que o valor de $(cv*\Delta P)$ do misturador Sulzer SMX.

Na Figura 4.45 compara-se o valor de $(cv*\Delta P)$ para o misturador EDA com o misturador Kenics (simulado) para $L/D=12$, em regime turbulento.

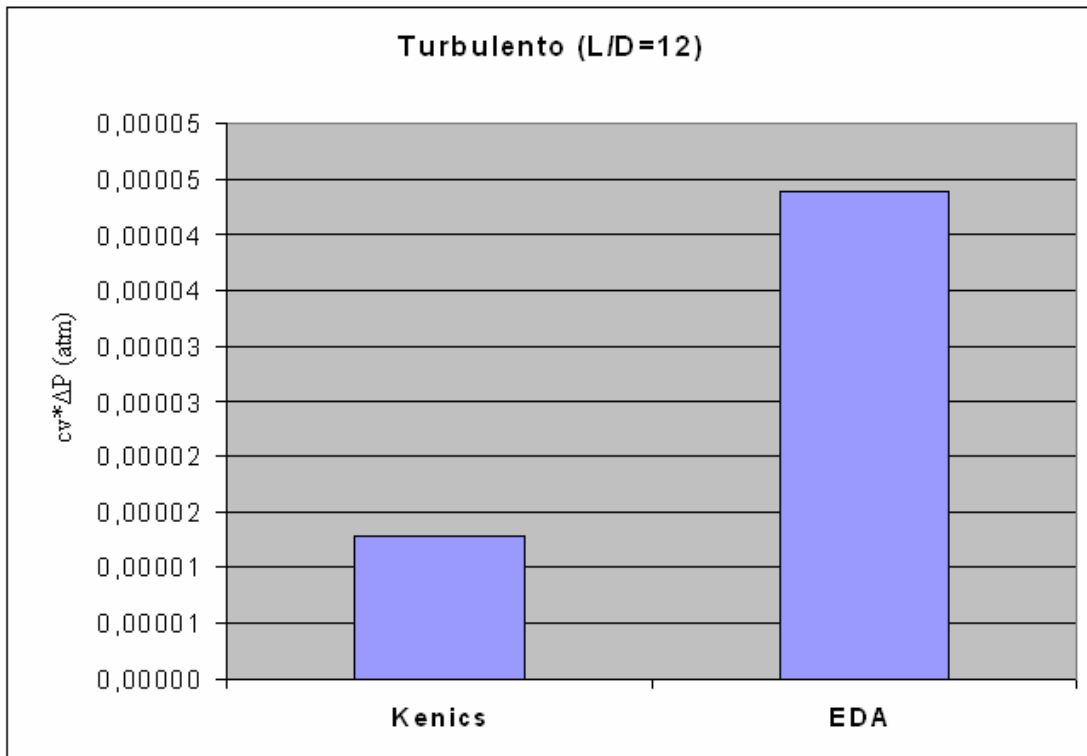


Figura 4.45 – Comparação em regime turbulento das simulações dos misturadores EDA e Kenics para $L/D = 12$.

Através da Fig. 4.45, observa-se que o valor do parâmetro ($cv*\Delta P$) para o misturador tipo EDA é cerca de 3 vezes maior que o valor do mesmo parâmetro do misturador tipo Kenics.

4.4.3 Comparação com dados da literatura

Objetivando validar o modelo adotado, os resultados obtidos nas simulações do misturador estático Kenics foram comparados com os dados disponíveis na literatura para este misturador, em regime laminar.

Etchells III e Meyer (2004) apresentam as constantes K_L e K_{iL} , utilizadas para o cálculo do coeficiente de variação e da perda de carga em alguns misturadores comerciais em regime laminar, conforme Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Parâmetros de perda de carga e mistura em regime laminar para alguns misturadores estáticos

Misturador	K_L	K_{iL}
Tubo vazio	1	-
Kenics	6,9	0,87
SMX	37,5	0,63
SMXL	7,8	0,85
SMF	5,6	0,83
SMR	46,9	0,81

Fonte: Etchells III e Meyer (2004)

Etchells III e Meyer (2004), correlacionam o coeficiente de variação com L/D em uma forma exponencial através da seguinte equação:

$$cv = K_1^{L/D} \quad (4.1)$$

Os valores das constantes K_L são correlacionados segundo a seguinte definição:

$$\text{- regime laminar: } K_L = \Delta P_{SM} / \Delta P_{PIPE}$$

Onde ΔP_{SM} é perda de carga gerada pelo misturador estático.

ΔP_{PIPE} é a perda de carga gerada pelo tubo vazio, calculada de acordo com a Equação 4.2.

$$\Delta P_{PIPE} = 4 \cdot f \cdot \frac{L}{D} \cdot \rho \cdot \frac{V^2}{2} \quad (4.2)$$

Onde f é o coeficiente de fricção de Fanning, calculado, em regime laminar, por :

$$f = \frac{16}{Re} \quad (4.3)$$

As perdas de cargas calculadas e os valores de K_L para $Re=28$ são apresentados na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Comparações de perda de carga em regime laminar

	Perda de carga (atm)				
	ΔP_{PIPE}	ΔP_{SM}	$\Delta P_{\text{SM}} / \Delta P_{\text{PIPE}}$	K_L (literatura)	Diferença K_L (%)
L/D=12	0,0096	0,0649	6,8	6,9	1,5
L/D=24	0,0192	0,1367	7,1	6,9	2,8

Os valores de K_L apresentam-se bastante próximos daqueles definidos por Etchells III e Meyer (2004), com diferença média de aproximadamente 11% .

De acordo com a Tabela 4.2, o valor de K_i para o misturador Kenics é de 0,87. Assim, os valores de cv podem ser verificados através da Equação (4.1):

Para L/D=24,o valor de cv seria:

$$cv = K_i^{L/D} = 0,87^{24} = 0,035$$

O valor de cv obtido pelas simulações em regime laminar para o misturador Kenics com L/D=24 foi $cv = 0,036$. Apresentando, portanto, uma diferença menor que 3%.

CAPÍTULO 5

5 Conclusões

A criação de misturadores estáticos a partir de geometrias iniciais simples e as simulações de suas ações sobre o escoamento de um fluido permitiram a identificação de diversos fatores que influenciam na melhoria da qualidade de mistura. A análise de cada fator de influência permitiu a proposição de modificações geométricas gradativas nos elementos de mistura, culminando com a geração de diversos tipos de misturadores estáticos no desenvolvimento do presente estudo. A análise do efeito de cada modificação geométrica sobre o escoamento permitiu concluir que:

- a mistura é favorecida pela geração de deflexões no escoamento, as quais são especialmente importantes nas regiões próximas à parede do tubo;
- deflexões que causem a alternância no sentido de escoamento são mais eficientes;
- a simetria no conjunto dos elementos do misturador é importante para uniformizar a perda de carga gerada e distribuir o escoamento uniformemente na seção transversal, contribuindo para a homogeneidade da mistura.

Entre as geometrias criadas e desenvolvidas no estudo, destacam-se duas, denominadas EDA e Aletas. Seus desempenhos foram comparados aos de dois misturadores estáticos mundialmente conhecidos e largamente empregados na indústria: Sulzer SMX e Kenics.

Em regime laminar, o misturador Escama dupla apresentou coeficiente de variação com aproximadamente 60 % do valor apresentado pelo misturador Kenics. Entretanto, devido à perda de carga mais elevada, o parâmetro $cv \cdot \Delta P$ deste misturador apresentou-se 10 vezes maior que o do misturador Kenics ($L/D=24$). Seu uso torna-se válido em aplicações onde se requeira alto desempenho de mistura mesmo à custa de maiores valores de perdas de carga.

Em regime turbulento, o misturador Aletas apresentou coeficiente de variação com 40% do valor apresentado pelo misturador estático Sulzer, embora com perda de carga maior, resultando em um parâmetro ($cv \cdot \Delta P$) aproximadamente 12 vezes maior. Portanto,

seu uso torna-se aplicável onde uma condição de alta taxa de mistura é requerida em pequeno comprimento de tubulação.

O valor do coeficiente de variação do misturador tipo EDA foi 40% menor que o valor atingido pelo misturador Sulzer ($L/D=4$). Entretanto, por apresentar maior perda de carga, resultou em um valor de $(cv*\Delta P)$ 40% maior. Desta forma, este misturador torna-se uma opção ao emprego do misturador Sulzer SMX, particularmente onde melhores desempenhos de mistura sejam requeridos.

O misturador EDA apresentou menos de 50% do valor do coeficiente de variação do misturador Kenics. Entretanto, sua perda de carga foi quase 7 vezes superior, resultando em um valor do parâmetro $(cv*\Delta P)$ cerca de 3 vezes maior que o do misturador Kenics ($L/D=12$). Ainda assim, o misturador EDA é credenciado a ser aplicado industrialmente, já que, embora também resulte em maior perda de carga, alcança melhores condições de mistura em menos da metade do comprimento, ressaltando-se o fato do misturador Kenics ser um dos misturadores mais eficientes do mercado, caracterizado por gerar baixíssima perda de carga.

Portanto, tanto o misturador estático EDA como o Aletas podem ser caracterizados como opções nacionais de misturadores estáticos com aplicações nas quais a qualidade de mistura seja mais importante que a perda de carga gerada ou onde a qualidade da mistura deva ser atingida em menores comprimentos de tubulação.

As simulações foram validadas comparando-se os resultados simulados do misturador estático Kenics com os dados disponíveis em literatura para o mesmo misturador, em regime laminar. As diferenças encontradas foram de 11% para a perda de carga e 3 % para o coeficiente de variação, indicando boa compatibilidade entre os resultados.

Sugestões para Trabalhos Futuros

O presente estudo desenvolveu geometrias de misturadores estáticos analisadas em regimes laminar ($Re=28$) e de transição ($Re=3.204$). Embora o regime de transição tenha sido simulado como regime turbulento, para números de Reynolds entre 2100 a 4000, o regime de escoamento é bastante instável. Sugere-se, para trabalhos futuros, a simulação das geometrias de misturadores estudadas na fase 4 deste estudo em regime plenamente turbulento ($Re > 10.000$), de forma a poder-se caracterizar o comportamento dos mesmos e permitirem-se comparações com dados experimentais disponíveis na literatura no tocante à perda de carga e à eficiência de mistura neste regime de escoamento.

CAPÍTULO 6

6 Referências Bibliográficas

ALLOCA, P. T., *Mixing efficiency of static mixing units in laminar flow, Fiber Producer*, pp 12-19, 1982.

ARMENIADES, C. D., JOHNSON, W. C. E RAPHAEL, T., *U. S. Patent 3.286.992*, 1966.

BAKKER, A., LA ROCHE R.D., MARSHALL E.M., *Laminar Flow in Static Mixers with Helical Elements*. Disponível em: The Online CFM Book em <http://www.bakker.org/cfm_1998> (atualizada em fev. 2000)

BARRUÉ, H., KAROUI, A., LE SAUZE, N., COSTES, J., ILLY, F., *Comparison of aerodynamics and mixing mechanisms of three mixers: Oxynator trade gas-gas mixer, KMA and SMS static mixers, Chemical Engineering Journal*, vol 3, 84, 2002.

BOSS, J. E CZASTKIWICZ, W., *Principles of scale-up for laminar mixing processes of Newtonian fluids in static mixers, International Chemical Engineering*, 22, nº 2, pp 362-367, 1982.

CHEMINEER - SUPPLIER OF FLUID MIXING EQUIPMENT. Disponível em: <http://www.chemineer.com/kenics_km_static_mixers.php/> . Acesso em 2006.

CHEN, S. J., *In-line, continuous mixing and processing of cosmetic products, J. Soc. Cosmet. Chem.*, 24, pp 639-653, 1973.

ETCHELLS III, A.W., MEYER, C.F. *Mixing in Pipelines*. In: Paul, E.L. et al. *Handbook of Industrial Mixing*. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc, 2004.

FERNANDES, L.A.G., *Ensaio Experimentais com Misturadores Estáticos. Campinas*, 2005. 91p. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia Química - UNICAMP

FORTUNA, A. O. *Técnicas Computacionais para dinâmica dos fluidos*. São Paulo: Edusp, 2000. 426p.

GODFREY, J.C., *Static Mixers*. In: Harnby, N. et al. *Mixing in the Process Industries*. London: Robert Hartnoll Ltd, 1985.

HARDER, R. E., *U. S. Patent 3.583.678*, 1971.

HEYWOOD, N. J., VINEY, L. J. E STEWART, I. W., *Institution of Chemical Engineers Symposium Series No. 89*, 1984.

HEYWOOD, N.I., VINEY, L.J., STEWART, I.W., *Institution of Chemical Engineers Symposium, Series N° 89*, 1984.

HOBBS, D. M., SWANSON, P. D., MUZZIO, F. J., *Numerical characterization of low Reynolds number flow in the Kenics static mixer, Chemical Engineering Science*, vol. 53, no. 8, pp1565-1584, 1998.

JAFFER, S.A. E WOOD, P. E., *Quantification of laminar mixing in the Kenics static mixer: an experimental study, Can. J. Chem. Eng.* 76:495-505, 1998.

JOAQUIM JR, C. F., CEKINSKI, E., NUNHEZ, J. R., URENHA, L. C. *Agitação e Mistura na Indústria*. Rio de Janeiro: LTC, 2007. 236p.

JOAQUIM JR, C. F., *Relatório projeto PIPE FAPESP*, processo número 2000/13183-6, 2000.

MALISKA, C.R., *Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional*, Rio de Janeiro: LTC, 1995. 420p.

MUZZIO, F. J., SWANSON, P. D. e OTTINO, J. M., *Phys. Fluids*, A3, 822, 1991.

MYERS, K.J., BAKKER A., RYAN D, *Avoid Agitation by Selecting Static Mixers*, *Chemical Engineering Progress*, vol. 93, N.º 6, pp 28-38, 1997.

NOBEL, L., *U.S. Patent 3.051.452*, 1962.

OLDSHUE, J.Y., *Fluid Mixing Technology*, New York: McGraw-Hill Publications Co., 1983. 574p.

OTTINO, J.M., *The mixing of fluids, Scientific American*, 260, 56-67, 1989.

PAHL, M. H. E MUCHELKNAUTZ, E., *Static mixers and their applications, International Chemical engineering*, 22, nº 2, pp 197 a 205, 1982.

PATANKAR, S. V. *Numerical heat transfer and fluid flow*. Washington: Hemisphere, 1980. 197p.

RAULINE, D., TANGUY, P. A., LE BLÉVEC, J. M. E BOUSQUET, J., *Numerical investigation of the performance of several static mixers, The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol 76, pp 527-535, 1998.

SCHIPPERS, K. H., *U. S. Patent* 3.026.170, 1965.

STREIFF, F. A., *Third European Conference of Mixing, BHRA*, 171, 1979

SULZER CHEMTECH – MIXING AND REACTION TECHNOLOGY. Disponível em:
<http://www.sulzerchemtech.com/desktopdefault.aspx/tabid-567/732_read-1348/> . Acesso em 2006.

SZALAI, E.S., MUZZIO F.J., BITTORF K.J., *Validation of the Orca CFD Software Using SMX and Kenics Static Mixer Elements*, 2002.

TABER, R. E., *U. S. Patent* 2.849.737, 1959.

TAUSCHER, W. E SCHUTZ, G., *Sulzer Technical Review*, 2, 1973.

WILKINSON, W. L. E CLIFF, M. J., *Second European Conference in mixing, BHRA*, A2, 15, 1977.