Universidade Federal do Rio de Janeiro

Escola de Química

Programa de Pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos

FLUIDODINÂMICA DO ESCOAMENTO AR / ÁGUA EM UM DISPOSITIVO DE CONTATO TIPO BANDEJA PERFURADA

LEONARDO LEITE GARCIA DE SOUZA

ORIENTADORES:

Prof. RICARDO DE ANDRADE MEDRONHO, Ph.D.

Profª. TÂNIA SUAIDEN KLEIN, Ph.D.

Rio de Janeiro, 2015

FLUIDODINÂMICA DO ESCOAMENTO AR / ÁGUA EM UM DISPOSITIVO DE CONTATO TIPO BANDEJA PERFURADA

LEONARDO LEITE GARCIA DE SOUZA

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro como parte integrante dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Ciências (M Sc).

ORIENTADORES:

Prof. RICARDO DE ANDRADE MEDRONHO, Ph.D.

Profª. TÂNIA SUAIDEN KLEIN, Ph.D.

Rio de Janeiro, 2015

Souza, Leonardo Leite Garcia de.

Fluidodinâmica do escoamento ar / água em um dispositivo de contato tipo bandeja perfurada / Leonardo Leite Garcia de Souza - 2015.

f.101: il., 30 cm

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Rio de Janeiro, 2015.

Orientador(es): Ricardo de Andrade Medronho e Tânia Suaiden Klein.

1. Destilação. 2. Escoamento Bifásico. 3. Bandeja Perfurada. 4. Fluidodinâmica Computacional. 5. *CFD*.

I. Medronho, Ricardo de Andrade e Klein, Tânia Suaiden II. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Escola de Química III. Fluidodinâmica do escoamento ar / água em um dispositivo de contato tipo bandeja perfurada.

LEONARDO LEITE GARCIA DE SOUZA

FLUIDODINÂMICA DO ESCOAMENTO AR / ÁGUA EM UM DISPOSITIVO DE CONTATO TIPO BANDEJA PERFURADA

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro como parte integrante dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Ciências (M Sc).

Orientada por:

_____
Ricardo de Andrade Medronho, Ph.D.
(Presidente da Banca)

_____
Tânia Suaiden Klein, Ph.D.

Aprovada por:

_____
Frederico Wanderley Tavares, D Sc

_____
Cláudia Míriam Scheid, D Sc

_____
Marco Antonio Farah, D Sc

Rio de Janeiro, RJ - Brasil, Setembro de 2015

AGRADECIMENTOS

A Deus, por repetidas vezes ter me agraciado com a oportunidade do recomeço.

Ao Cristo, por nunca ter deixado de acreditar em nós.

A meus pais, Wilson e Marise, e irmã, Mariana, por terem me aceito como filho e irmão, respectivamente.

A minha avó Clélia, por seus ensinamentos, carinho e amizade.

A minha esposa, Simone, por sua compreensão em ter de me "compartilhar" com as obrigações do mestrado.

Ao Espiritismo e a Umbanda, por terem me dado uma nova visão da vida e do mundo.

A meus guias, mentores e amigos espirituais (São Tomás de Aquino, *Seu* 7 e muitos outros), sem a ajuda dos quais eu não teria conseguido concluir este trabalho.

Aos professores Ricardo de Andrade Medronho e Tânia Suaiden Klein, por toda paciência e dedicação na tarefa de me orientar.

Aos professores Marco Antonio Farah, Cláudia Míriam Scheid e Frederico Wanderley Tavares, por terem aceitado o convite para compor a banca e pelas valorosas sugestões de melhorias no texto da dissertação.

A Petróleo Brasileiro S.A., Petrobras, por tudo de profissional, e de material, que consegui construir até o momento.

A meus colegas da Gerência de Otimização de Processos da REDUC, Carlos Fernando, Umberto, Maurílio, Alberto e muitos outros, por todo companheirismo e amizade forjados nos muitos anos de trabalho na refinaria.

"Você não pode voltar no tempo e mudar o passado, mas pode fazer diferente agora e mudar o futuro."

Chico Xavier

SOUZA, Leonardo Leite Garcia de. **Fluidodinâmica do escoamento ar / água em um dispositivo de contato tipo bandeja perfurada.** Orientadores: Ricardo de Andrade Medronho e Tânia Suaiden Klein. Dissertação (Programa de Pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

RESUMO

O escoamento ar/água em um dispositivo de contato tipo bandeja perfurada foi modelado com o auxílio do *software* comercial de fluidodinâmica computacional CFX 15®. A abordagem Euleriana foi empregada, sendo o ar e a água assumidos como fases interpenetrantes onde a troca de quantidade de movimento se dá, essencialmente, através de forças de arraste. A expressão apresentada em 1999 por Krishna *et al* para o coeficiente de arraste (C_D) foi modificada, permitindo simular arranjos de duas ou mais bandejas associadas e contemplando o efeito da forma de bolhas não-esféricas. As simulações foram planejadas com o auxílio do método Superfície de Resposta e abrangeram uma ampla faixa de condições e todos os regimes operacionais observados para estes dispositivos. Os resultados obtidos para a perda de carga na bandeja seca (h_d) e para a altura de líquido límpido sobre a bandeja molhada (h_l) foram comparados às previsões de diversas correlações empíricas e semi-empíricas disponíveis na literatura, mostrando que os valores são equivalentes dentro da margem de incerteza tolerável para cálculos deste tipo e que as principais discrepâncias observadas podem ser explicadas através de uma análise do comportamento fluidodinâmico do escoamento. Conforme esperado, o *downcomer* pode influenciar significativamente na altura da dispersão sobre a bandeja e precisa ser modelado. A validade da metodologia apresentada foi testada contra os valores de perda de carga observados em bandejas encontradas em uma torre de destilação a vácuo e uma torre desbutanizadora da Refinaria Duque de Caxias, da Petrobras, no Rio de Janeiro. Os resultados mostraram que mesmo a despeito das diferenças de propriedades físicas dos fluidos e das simplificações geométricas dos arranjos em relação à geometria de uma bandeja valvulada, há coerência entre os valores de perda de carga observados nas bandejas e as previsões do simulador. Essa conclusão ratifica a aplicabilidade de simuladores hidráulicos e plantas-piloto utilizando ar e água para prever o comportamento fluidodinâmico de bandejas.

Palavras-chave: Destilação, Escoamento Bifásico, Bandeja Perfurada, Fluidodinâmica Computacional, *CFD*.

SOUZA, Leonardo Leite Garcia de. **Fluid dynamics of the air / water flow in a sieve tray type contact device.** Advisers: Ricardo de Andrade Medronho and Tânia Suaiden Klein. Dissertation (Program of Post-graduation in Technology of Chemical and Biochemical Processes) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

ABSTRACT

The air/water flow in a sieve tray type contact device was modeled using the CFD software CFX 15®. The Eulerian approach was employed, being air and water assumed as interpenetrating phases where the *momentum* exchange happens, essentially, through drag forces. The expression presented in 1999 by Krishna *et al* for the drag coefficient (C_D) was modified, enabling to simulate schemes of two or more associated trays and covering the effect of the shape of non-spherical bubbles. The simulations were planned with the help of the Response Surface method and covered a wide range of conditions and all operating regimes observed for these devices. The simulation results for the dry tray pressure drop (h_d) and for the height of clear liquid on the wet tray (h_l) were compared to the predictions of several empirical and semi-empirical correlations available in the literature, showing that the values are equivalent considering the tolerable margin of uncertainty for calculations of this type and that the main observed discrepancies can be explained through the analysis of the fluid dynamic behavior of the flow. As expected, the downcomer may have a significant influence on the height of the dispersion above the tray and needs to be modeled. The validity of the metodology presented was tested against the values of pressure drop observed in trays found in a vacuum distillation tower and a debutanizer tower of Duque de Caxias Refinery, owned by Petrobras, in Rio de Janeiro. The results showed that despite the differences between the physical properties of the fluids and the geometrical simplifications of the schemes in relation to the geometry of a valve tray, there is coherence between the values of pressure drop observed in the trays and the predictions of the simulator. This conclusion confirms the applicability of hydraulic simulators and pilot-plants using air and water to predict the fluid dynamic behavior of trays.

Keywords: Distillation, Two-phase Flow, Sieve Tray, Computational Fluid Dynamics, CFD.

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO 1
1.1 MOTIVAÇÃO 1
1.2 OBJETIVOS 3
1.3 FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL 5
1.3.1 MALHA 7
1.3.2 MÉTODO DE DISCRETIZAÇÃO 9
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 10
2.1 ESCOAMENTO BIFÁSICO 11
2.1.1 EQUAÇÕES HIDRODINÂMICAS 11
2.1.1.1 CONTINUIDADE 12
2.1.1.2 CONSERVAÇÃO DA QUANTIDADE DE MOVIMENTO 12
2.1.2 MODELO DE PARTÍCULA 13
2.1.3 TRANSFERÊNCIA INTERFACIAL DE QUANTIDADE DE MOVIMENTO 14
2.1.4 RESOLUÇÃO DAS EQUAÇÕES HIDRODINÂMICAS E O MODELO k-ε 16
2.2 REGIMES OPERACIONAIS 19
2.3 ASPECTOS HIDRÁULICOS 22
2.3.1 PERDA DE CARGA NA BANDEJA SECA 23
2.3.2 PERDA DE CARGA DEVIDO À TENSÃO SUPERFICIAL DO LÍQUIDO 24
2.3.3 PERDA DE CARGA DEVIDO À PRESENÇA DA DISPERSÃO SOBRE A BANDEJA 24
3 MATERIAIS E MÉTODOS 28
3.1 PLANEJAMENTO DAS SIMULAÇÕES 29
3.2 GEOMETRIAS 30
3.3 MALHAS 32
3.4 MODELAGEM MATEMÁTICA COM O CFX 15® 34
3.4.1 DEFINIÇÕES BÁSICAS (*BASIC SETTINGS*) 34
3.4.2 MODELOS DE FLUIDOS (*FLUID MODELS*) 35
3.4.2.1 MULTIFÁSICO (*MULTIPHASE*) 35
3.4.2.2 TRANSFERÊNCIA DE CALOR (*HEAT TRANSFER*) 35
3.4.2.3 TURBULÊNCIA (*TURBULENCE*) 35
3.4.3 MODELOS ESPECÍFICOS DE FLUIDOS (*FLUID SPECIFIC MODELS*) 35
3.4.4 MODELOS DE PARES DE FLUIDOS (*FLUID PAIR MODELS*) 35

3.4.5 CONDIÇÕES DE CONTORNO (*BOUNDARY CONDITIONS*) 37
3.4.5.1 ENTRADAS DE AR (*AIRINLET*) 37
3.4.5.2 PAREDES (*WALL*) 37
3.4.5.3 ENTRADA DE ÁGUA (*WATERINLET*) 38
3.4.5.4 SAÍDA DE AR (*AIROUTLET*) 38
3.4.5.5 SAÍDA DE ÁGUA (*WATEROUTLET*) 39
3.4.6 *SOLVER* 40
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO 41
4.1 PERDA DE CARGA NA BANDEJA SECA 41
4.2 PERDAS DE CARGA TOTAL E DEVIDO À PRESENÇA DA DISPERSÃO BIFÁSICA 42
4.2.1 ARRANJO COM 4,9 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,040 m 43
4.2.2 ARRANJO COM 4,9 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,050 m 44
4.2.3 ARRANJO COM 4,9 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,060 m 46
4.2.4 ARRANJO COM 9,1 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,040 m 47
4.2.5 ARRANJO COM 9,1 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,050 m 49
4.2.6 ARRANJO COM 9,1 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,060 m 50
4.2.7 ARRANJO COM 13,3 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,040 m 51
4.2.8 ARRANJO COM 13,3 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,050 m 52
4.2.9 ARRANJO COM 13,3 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,060 m 54
4.3 TESTE DA METODOLOGIA 55
4.3.1 TORRE DE VÁCUO PRIMÁRIO (T-7104) 56
4.3.2 TORRE DESBUTANIZADORA (T-34003) 59
5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES 63
6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 65
ANEXO I 69
ANEXO II 73

LISTA DE SÍMBOLOS

A unidade de medida da variável representada pelo símbolo só será citada caso a equação à qual a variável pertença seja empírica ou semi-empírica.

A - área do corpo projetada na direção do escoamento

A_p - área de uma partícula esférica de diâmetro d projetada na direção do escoamento

$A_{\alpha\beta}$ - densidade de área interfacial

b - razão entre o comprimento do vertedor e a área ativa da bandeja (1/m)

$c_{\alpha\beta}^{d}$ - coeficiente da equação 10

$c_{\beta\alpha}^{d}$ - coeficiente da equação 11

C - constante da equação 50 definida pela equação 51

C_D - coeficiente de arraste

C_{SB} - fator de capacidade de Souders e Brown;

$C_{SB,Kister}$ - fator de capacidade de Souders e Brown modificado por Kister;

C_μ - constante do modelo de turbulência k-ε

$C_{\varepsilon 1}$ - constante do modelo de turbulência k-ε

$C_{\varepsilon 2}$ - constante do modelo de turbulência k-ε

d - diâmetro de uma partícula esférica

d_B - diâmetro da bolha (m)

$d_{B,máx}$ - diâmetro máximo da bolha (m)

d_o - diâmetro do orifício (m)

d_β - diâmetro das partículas da fase dispersa β (assumidas esféricas)

D - força de arraste (escalar)

D_p - força de arraste exercida por uma única partícula esférica de diâmetro d na fase α (vetor)

$D_{\alpha\beta}$ - força de arraste total p.u.v. exercida na fase α pela fase β (vetor)

f_a - fração da área ativa da bandeja ocupada pelos orifícios

g - aceleração da gravidade (vetor, exceto nas equações 47 e 48)

h_d - perda de carga na bandeja seca

h_l - altura de líquido límpido sobre a bandeja molhada / perda de carga devido à presença da dispersão bifásica sobre a bandeja molhada

h_m - *head* dinâmico de líquido

h_t - perda de carga total na bandeja molhada

h_σ - perda de carga devido aos efeitos da tensão superficial envolvidos na formação das bolhas

H_v - altura do vertedor da bandeja (m)

k_α - energia cinética turbulenta por unidade de massa da fase α

k_β - energia cinética turbulenta por unidade de massa da fase β

K_s - fator de capacidade de Souders e Brown

L - vazão mássica de líquido

M_α - força interfacial p.u.v. atuando na fase α devido à fase β (vetor)

M_β - força interfacial p.u.v. atuando na fase β devido à fase α (vetor)

n_p - número de partículas esféricas de diâmetro d p.u.v.

p - pressão absoluta

p - distância entre os centros de orifícios adjacentes (m)

p_α - pressão absoluta exercida sobre a fase α

p_β - pressão absoluta exercida sobre a fase β

p'_α - pressão modificada absoluta exercida sobre a fase α

p'_β - pressão modificada absoluta exercida sobre a fase β

P_α - produção de turbulência na fase α devido às forças viscosas

P_β - produção de turbulência na fase β devido às forças viscosas

PF - parâmetro de fluxo

Q_L - vazão volumétrica de líquido por unidade de comprimento do vertedor (m^2/min)

$r_{máx}$ - fração volumétrica máxima

$r_{mín}$ - fração volumétrica mínima

r_V - fração volumétrica do vapor

r_α - fração volumétrica da fase α

r_β - fração volumétrica da fase β

$\tilde{r}_\beta$ - fração volumétrica modificada da fase β

t - tempo

u_o - velocidade no orifício (ft/s)

u_V - velocidade superficial do vapor (m/s)

u_α - flutuação da velocidade da fase α (vetor)

u_β - flutuação da velocidade da fase β (vetor)

U_α - velocidade da fase α (vetor, exceto na equação 12)

U_β - velocidade da fase β (vetor, exceto na equação 12)

V - vazão mássica de vapor

V_p - volume de uma partícula esférica de diâmetro d

V_s - velocidade superficial do vapor calculada com base na área ativa da bandeja (m/s)

y - flutuação da variável Y

Y - variável qualquer do escoamento

$\overline{Y}$ - média temporal de uma variável qualquer do escoamento

Δt - escala de tempo muito maior do que as das flutuações e muito menor do que aquelas para as quais as equações são resolvidas

ε_α - dissipação da energia cinética turbulenta da fase α

ε_α - dissipação da energia cinética turbulenta da fase β

$\mu_{ef,\alpha}$ - viscosidade efetiva da fase α

$\mu_{ef,\beta}$ - viscosidade efetiva da fase β

$\mu_{t,\alpha}$ - viscosidade turbulenta da fase α

$\mu_{t,\beta}$ - viscosidade turbulenta da fase β

μ_{α} - viscosidade dinâmica da fase α

μ_{β} - viscosidade dinâmica da fase β

ρ_L - massa específica do líquido (kg/m³)

ρ_V - massa específica do vapor (kg/m³)

ρ_{α} - massa específica da fase α

ρ_{β} - massa específica da fase β

σ_k - constante do modelo de turbulência para a equação do k

σ_{ε} - constante do modelo de turbulência k-ε

σ - tensão superficial do líquido (N/m)

ϕ_e - densidade relativa efetiva da dispersão

GLOSSÁRIO DE ABREVIATURAS, EXPRESSÕES E TERMOS

área ativa - área da bandeja compreendida entre os *downcomers*;

back-mixing - redução da eficiência de fracionamento causada pelo arraste de quantidades variáveis de líquido de uma bandeja, pelo vapor ascendente, para a bandeja superior;

bandeja - dispositivo de contato de fases encontrado no interior de torres de destilação, fracionamento, absorção e etc;

by-pass - neste contexto, é o desvio de parte da vazão de ar através do *downcomer*;

carga de líquido sobre o vertedor - razão entre a vazão de líquido admitido à bandeja e o comprimento reto do vertedor;

churn-turbulent - regime operacional comumente encontrado em torres de borbulhamento;

clearance - área livre (folga) ao final do *downcomer* na qual o líquido entra na bandeja;

downcomer - dispositivo de transferência do líquido (ou da dispersão) de uma bandeja para a seguinte;

downcomer overloading - sobrecarga do *downcomer*, com a consequente inundação da bandeja, por um dos dois mecanismos a seguir:

downcomer back-up - ocorre quando a altura do líquido (ou da dispersão) no *downcomer* supera o espaçamento entre as bandejas;

downcomer choke - ocorre quando as perdas por atrito na entrada do *downcomer* são tais que não é possível escoar todo líquido (ou dispersão);

drop-entrainment - arraste de gotículas de líquido de uma bandeja, pelo vapor ascendente, para a bandeja superior;

DNS - abordagem de resolução numérica direta da equação de Navier-Stokes;

emulsion - regime operacional caracterizado pela "quebra" dos jatos de vapor em bolhas de pequeno diâmetro que ficam emulsionadas no líquido;

entrainment - arraste de quantidades variáveis de líquido de uma bandeja, pelo vapor ascendente, para a bandeja superior;

euleriana (abordagem) - aquela na qual os elementos de controle do domínio permanecem fixos em relação a um referencial estacionário;

flooding - termo genérico referente à qualquer tipo de mecanismo de inundação;

flow parameter - parâmetro de fluxo (PF) - $L/V[(\rho_V/\rho_L)^{0,5}]$;

forward-mixing - ocorre quando o líquido de uma bandeja goteja, através dos seus orifícios, para a bandeja inferior;

free-bubbling - regime operacional caracterizado pelo borbulhamento do vapor no líquido;

F factor - fator de carga - $u_V(\rho_V)^{0,5}$;

jet-flooding - mecanismo de inundação caracterizado pela presença de uma dispersão bifásica cuja altura supera o espaçamento entre as bandejas e pelo arraste de grandes quantidades de líquido;

mixed-froth - regime operacional mais comumente encontrado nas bandejas perfuradas;

physical timescale - escala de tempo fixa utilizada no relaxamento de não-linearidades das equações;

RANS - equação de Navier-Stokes modificada substituindo as variáveis dependentes pela soma entre suas médias temporais e suas flutuações;

RMS - raiz quadrada da média aritmética do somatório dos quadrados dos resíduos de todos os elementos de controle;

spray - regime operacional caracterizado pela atomização do líquido admitido à bandeja;

up-wind - método utilizado na modelagem numérica do termo advectivo da equação de Navier-Stokes;

vacuômetro - medidor de pressões subatmosféricas;

válvula - dispositivo fixo ou móvel utilizado nos orifícios das bandejas com o objetivo de minimizar o gotejamento em regimes de *weeping*;

vertedor - dispositivo responsável pela contenção do líquido (ou da dispersão) na bandeja;

weeping - regime operacional caracterizado pelo gotejamento de líquido através dos orifícios da bandeja;

zona de *flash* - região que realiza a separação de fases da carga bifásica proveniente do(s) forno(s).

1 INTRODUÇÃO

1.1 MOTIVAÇÃO

Destilação é a técnica de separação de misturas mais utilizada nas Indústrias de Refino de Petróleo, Processamento de Gás Natural, Petroquímica, e em numerosas Indústrias Químicas, visto que este processo não é limitado por escala e é bastante robusto. Entretanto, pelo seu princípio de funcionamento, seus custos energéticos associados são elevados, de forma que melhorias na tecnologia de destilação, mesmo que modestas, podem se traduzir na economia de milhões de dólares.

Nos últimos 90 anos houve um progresso significativo no desenvolvimento dos modelos de destilação, sendo que o conceito de estágio de equilíbrio foi um dos principais avanços. Em 1925, McCabe e Thiele utilizaram este conceito para desenvolver um método de análise para sistemas de destilação que ainda é bastante empregado nos dias de hoje. A concepção original deste método, entretanto, considerava a bandeja de forma simplificada, onde as correntes de líquido e vapor deixando a mesma estão em equilíbrio (ver a Figura 01).

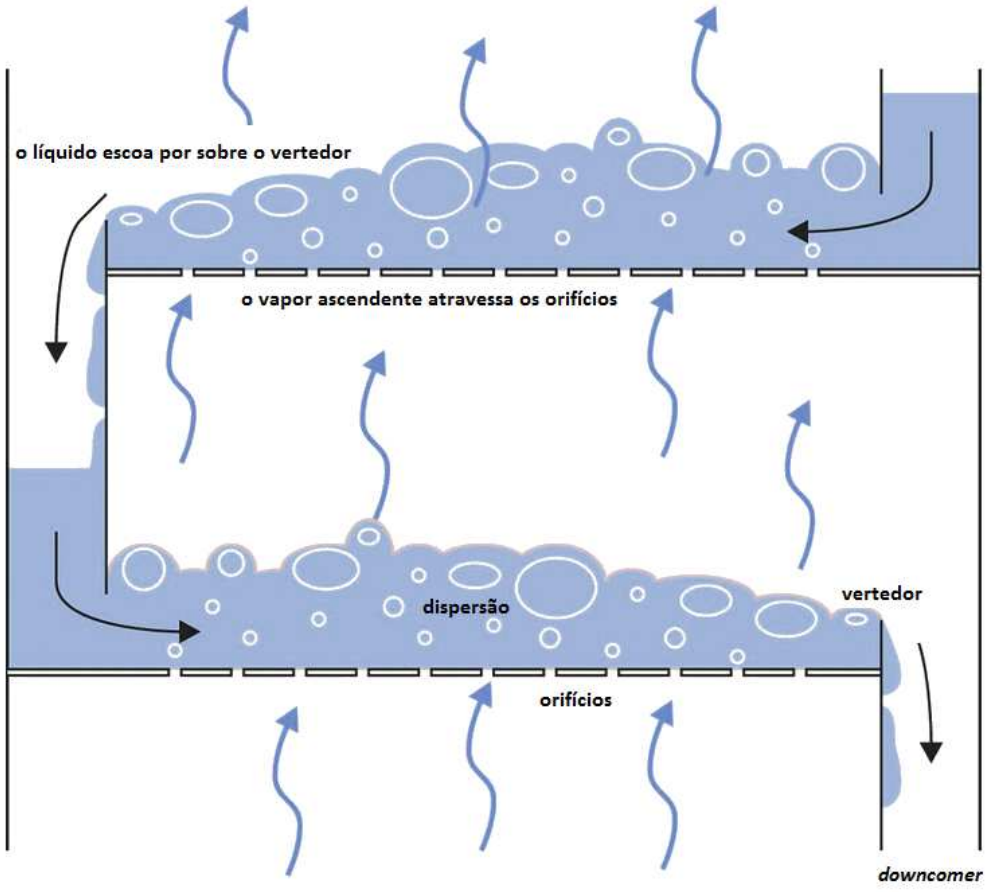

Figura 01: Escoamentos do líquido e vapor sobre uma bandeja (http://www.wermac.org).

A fluidodinâmica do escoamento no dispositivo era completamente negligenciada. Posteriormente, estas limitações foram contornadas utilizando o conceito de eficiência de bandeja (MURPHREE, 1925) e, mais recentemente, modelos de não-equilíbrio (TAYLOR e KRISHNAMURTHY, 1985). Atualmente, a suposição mais comum em modelos de destilação é o conceito de bandeja ideal com mistura perfeita - as variações espaciais de concentração e velocidade são ignoradas. Entretanto, esta consideração só parece ser aceitável para os projetos modernos de bandeja, visto que estes procuram promover bom contato líquido-vapor e controle do campo de velocidades.

A previsão correta da hidráulica da bandeja e de sua eficiência, esta última dependendo também da hidráulica, são essenciais para o projeto otimizado dos internos de uma torre de destilação. A primeira ainda é realizada através de correlações empíricas e semi-empíricas e, na maioria dos casos, produz resultados aceitáveis. Infelizmente, estes métodos têm suas limitações, particularmente no que diz respeito à aplicabilidade destas correlações para a ampliação de escala a partir de resultados obtidos em plantas-piloto. Estimativas equivocadas da hidráulica podem levar a um espaçamento excessivo entre as bandejas (e/ou a um diâmetro de torre maior que o necessário), o que encarece o projeto, ou, o que é pior, a um espaçamento insuficiente (e/ou a um diâmetro de torre menor que o necessário), este último podendo limitar a capacidade da torre por questões de arraste. Da mesma forma, previsões excessivamente otimistas ou pessimistas da eficiência da bandeja, por conta de desconhecimento do comportamento hidráulico do dispositivo, podem levar, respectivamente, a um número insuficiente de estágios, com risco de não alcançar as especificações de projeto para os produtos, ou a um número excessivo destes, elevando a perda de carga através da torre e, consequentemente, demandando mais energia para o fracionamento em função da elevação do perfil de temperaturas do equipamento.

Bandejas do tipo perfuradas são largamente empregadas na Indústria de Processo e seus principais acessórios são o vertedor e o *downcomer* (ver a Figura 02). O primeiro tem a função de “represar” a dispersão sobre a bandeja, fornecendo tempo de contato entre as fases, e o segundo transporta, por gravidade, a dispersão de uma bandeja para a imediatamente inferior. Os orifícios podem ser dotados de válvulas, as quais têm a função de reduzir o gotejamento em regimes de *weeping*.

Nos últimos 15 anos tem havido um interesse considerável, acadêmico e industrial, em utilizar Fluidodinâmica Computacional (em inglês, *CFD - Computational Fluid Dynamics*) para modelar o escoamento líquido-vapor em equipamentos de processo, incluindo aí as torres de destilação e seus internos. O desenvolvimento de computadores poderosos, avanços em técnicas numéricas e melhorias nos modelos de escoamento multifásico têm permitido a investigação destes problemas sob uma ótica bem mais abrangente e fundamental que não era possível no passado.

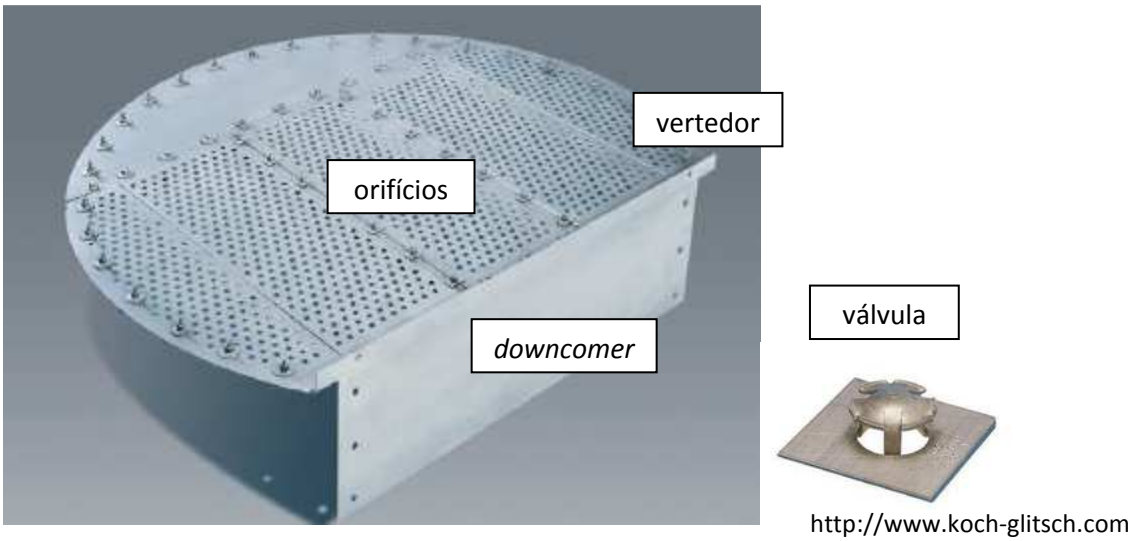

Figura 02: Bandeja perfurada, vertedor, *downcomer* e válvula (http://www.rvtpe.com).

1.2 OBJETIVOS

Este trabalho se propõe a estudar, com o auxílio da fluidodinâmica computacional, o escoamento ar/água em um dispositivo de contato tipo bandeja perfurada.

O modelo proposto foi desenvolvido a partir do trabalho de Krishna *et al* (1999 e 2003), mas apresenta os seguintes avanços: pode ser aplicado a um arranjo de duas ou mais bandejas, sem problemas de convergência, e contempla o efeito da forma de bolhas não-esféricas através de um parâmetro novo adicionado para este fim.

O planejamento das simulações, em relação aos valores da carga de líquido sobre o vertedor e do fator de capacidade de Souders e Brown (C_{SB}), foi elaborado de forma a contemplar toda a faixa de regimes operacionais observados, visto que os estudos prévios sempre se limitavam a uma região mais ou menos restrita de condições operacionais.

Os resultados destas simulações são comparados às previsões de diversas correlações empíricas e semi-empíricas disponíveis na literatura.

Por fim, a validade da metodologia apresentada é testada contra os valores de perda de carga observados em bandejas encontradas em torres do parque industrial da Refinaria Duque de Caxias (REDUC), da Petrobras, no Rio de Janeiro - uma torre de destilação a vácuo, da Unidade de Destilação de Petróleo para Lubrificantes, e uma torre desbutanizadora, da Unidade de Fracionamento de Líquido de Gás Natural (ver as Figuras 03 e 04). Para isto, os perfis de vazão de líquido e vapor para estas torres foram determinados a partir de resultados aderentes de simulação estacionária obtidos com o *software* comercial de simulação de processos Petro-SIM®.

Figura 03: Torre de Vácuo Primário da Unidade de Destilação para Lubrificantes (Refinaria Duque de Caxias, Rio de Janeiro, Petrobras S.A., 2014).

Figura 04: Torre Desbutanizadora da Unidade de Fracionamento de LGN (Refinaria Duque de Caxias, Rio de Janeiro, Petrobras S.A., 2014).

1.3 FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL

A fluidodinâmica computacional é uma forma de resolução numérica dos processos físicos e/ou físico-químicos envolvidos em um escoamento. Através de modelos matemáticos diferenciais baseados nas equações de conservação de massa, energia e quantidade de movimento consegue-se predizer perfis de concentração, velocidade, temperatura, pressão e propriedades turbulentas de um fluido escoando em determinados espaço e período de tempo (FLECK, 2008).

Quando o escoamento estudado é simples, o problema é solucionado analiticamente; entretanto, para problemas reais com maior complexidade, faz-se necessário o uso de métodos numéricos.

A crescente utilização de *CFD* para a estimativa do comportamento de determinados escoamentos está pautada em motivos como: estudos que envolvem riscos quanto à realização experimental; quando o experimento se torna excessivamente caro e de difícil elaboração; em casos em que a simulação numérica oferece mais detalhes que experimentos reais; minimização de custos e tempo com relação a experimentos reais, dentre outros.

Entretanto, Gomes (2012) ressalta que o uso desta ferramenta não retira a importância da análise teórica e da necessidade de realização de procedimentos experimentais. Pode-se utilizar uma solução analítica simplificada como condição inicial de simulações complexas e os resultados experimentais servem para validação numérica do modelo e desenvolvimento de novos modelos. Dessa forma, *CFD* e experimentos devem ser vistos de maneiras complementares no estudo de escoamentos.

Existem diversos *softwares* e pacotes computacionais para a resolução destes problemas com diferentes implementações numéricas e tratamentos gráficos, porém todos seguem uma sequência pré-estabelecida de etapas para a obtenção da solução, conforme pode ser visto na Figura 05:

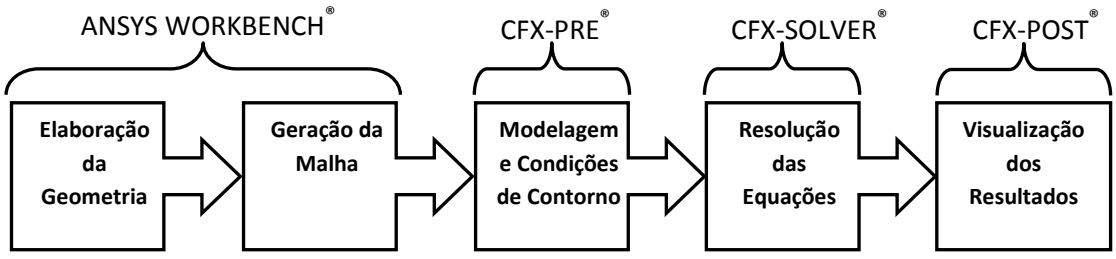

Figura 05: Etapas para a obtenção da solução em um problema de *CFD* e *softwares* utilizados neste trabalho.

As três primeiras etapas são classificadas como pré-processamento. No tratamento do problema são determinadas as grandezas que atuam sobre o sistema por meio do entendimento teórico do problema, selecionando os fenômenos físicos e químicos que precisam ser modelados e definindo as propriedades dos fluidos.

Define-se, então, a geometria da região e faz-se a discretização do domínio, gerando a malha computacional.

Em seguida, é definida a estratégia para a resolução do problema, assumindo simplificações nos fenômenos, escolhendo os modelos mais adequados e especificando as condições iniciais e de contorno. É também nesta etapa que são escolhidos os métodos de resolução das equações de conservação e especificados os critérios de convergência, número máximo de iterações, etc.

Dessa forma chega-se ao processamento, resolvendo-se iterativamente o problema de acordo com o algoritmo do *software* ou pacote utilizado. Com o domínio discretizado, as equações são calculadas em cada ponto e as soluções numéricas são obtidas.

Os métodos numéricos seguem alguns passos para a obtenção da solução: Aproximação de variáveis desconhecidas por variáveis médias com o uso de funções simples; as equações fundamentais do escoamento são discretizadas e são feitas manipulações matemáticas pertinentes; em seguida faz-se a linearização do sistema de equações algébricas resultantes e obtém-se a solução desse sistema linearizado (VERSTEEG e MALALASEKERA, 1995).

A análise dos resultados constitui o pós-processamento, no qual são obtidos resultados pontuais, vetoriais e até com animações gráficas, facilitando a compreensão do escoamento na simulação. Consegue-se visualizar a geometria, a malha, gráficos de vetores e de contornos, gráficos sobre superfícies tridimensionais, linhas de correntes e trajetória de partículas (SANTOS, 2007 *apud* FLECK, 2008).

Neste trabalho foram utilizados os *softwares* comerciais ANSYS WORKBENCH 15® e CFX 15®. O primeiro nas etapas de elaboração da geometria e geração da malha e o segundo nas de modelagem, resolução das equações e visualização dos resultados.

1.3.1 MALHA

A malha computacional é gerada com a discretização do domínio, ou seja, com a divisão do mesmo em pontos (nós) onde as equações são resolvidas. Existem diversas formas geométricas utilizadas para a geração da malha (*grid* ou *mesh*) em *CFD*. Ver a Figura 06.

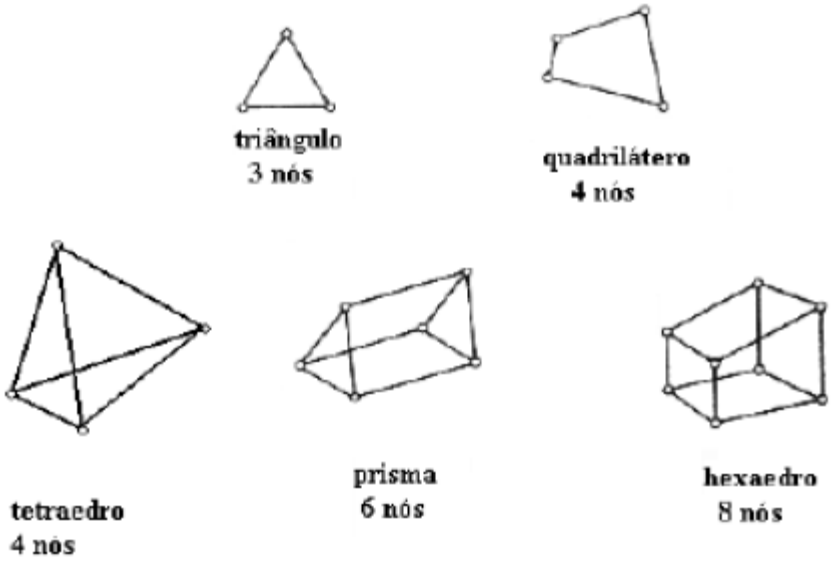

Figura 06: Formas geométricas mais comumente utilizadas na geração de malhas em *CFD* (PFLUCK, 2010).

Como as equações algébricas serão resolvidas em cada nó do domínio e seus resultados transmitidos aos nós vizinhos, se houver uma variação significativa da variável em determinada região, é necessário um refinamento da malha nesta área a fim de não prejudicar a solução numérica com a perda de informações.

A disposição, tamanho e ordenação do volume de controle influenciam a qualidade e rapidez da obtenção da solução do problema (PFLUCK, 2010).

Quanto maior o número de nós de uma malha, os resultados são mais precisos, pois cada subdivisão do volume tende cada vez mais a um valor infinitesimal, no entanto, é requerido um esforço computacional muito maior, acarretando o aumento demasiado do tempo de processamento.

Por outro lado, se a malha for grosseira pode-se chegar a resultados imprecisos ou a não convergência da solução. Portanto, a melhor opção é avaliar o fenômeno envolvido no problema e refinar a malha somente nos pontos de gradientes elevados, assim como em pontos próximos à parede para melhor representação dos efeitos de camada limite de velocidade, com o intuito de obter-se uma solução numérica rápida, precisa e representativa. A técnica empregada para refinar a malha em regiões

adjacentes às paredes chama-se *inflation* e utiliza camadas de elementos prismáticos de base triangular ou quadrangular. Ver a Figura 07.

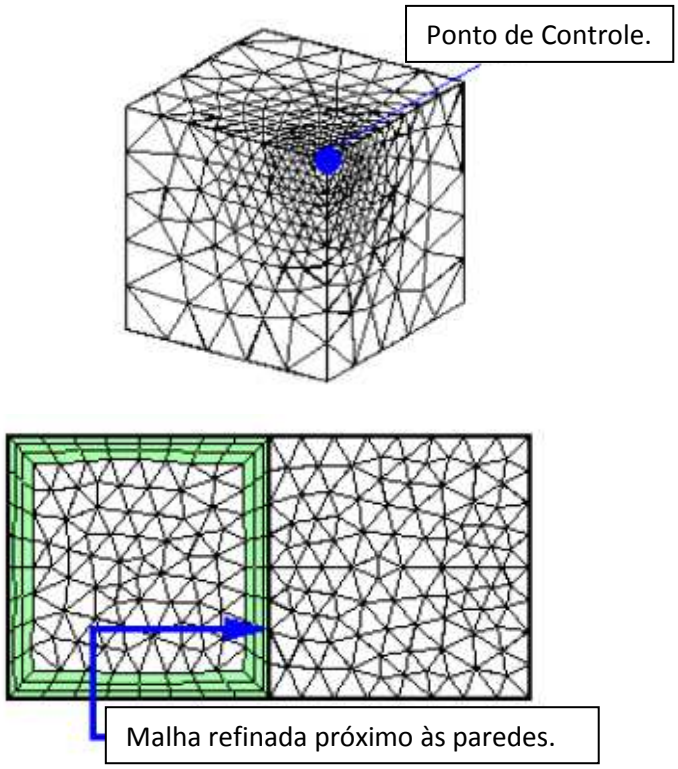

Figura 07: Exemplos de refinamento da malha próximo às paredes e em determinado ponto de controle (ANSYS Help 11.0, 2007).

Outra técnica utilizada com o mesmo objetivo do refinamento é a de adaptação da malha, na qual esta é refinada seletivamente pelo CFX-SOLVER®, durante a resolução das equações de conservação, nas regiões onde as variáveis de interesse estão mudando mais rapidamente.

Tipos de malhas

Existem os seguintes tipos de malhas: estruturadas, não-estruturadas e híbridas.

Nas malhas estruturadas os pontos estão distribuídos de maneira regular no espaço do domínio. Essas malhas podem ser uniformes quando seus pontos estão igualmente espaçados, ou não-uniformes, quando seus pontos são espaçados de acordo com a necessidade do domínio, permitindo menor espaçamento entre os pontos em áreas de gradientes elevados e pontos mais distantes em regiões onde a solução apresenta pequena variação espacial (FLECK, 2008). São compostas por elementos quadriláteros e/ou triangulares, em geometrias 2D, e elementos hexaédricos, tetraédricos e/ou prismáticos, em geometrias 3D (GOMES, 2012).

Nas malhas não-estruturadas não há regularidade na distribuição espacial dos pontos. A distribuição dos pontos pode assumir diferentes formatos como triângulos, tetraedros, prismas, hexaedros, etc (GOMES, 2012).

De modo geral, as malhas estruturadas são mais aconselháveis para problemas com geometrias regulares, enquanto que as não-estruturadas são indicadas para geometrias irregulares e/ou mais complexas, devido à sua maior liberdade de arranjo e posicionamento dos nós. Exemplos de malhas estruturadas e não-estruturadas são mostrados na Figura 08.

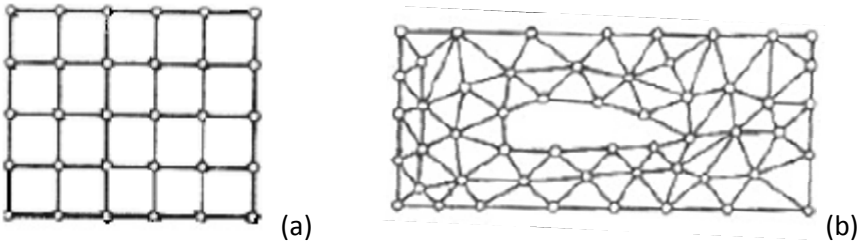
(a) (b)

Figura 08: Malha estruturada (a) e malha não-estruturada (b) (PFLUCK, 2010).

As malhas híbridas ou mistas são aquelas que contêm os outros dois tipos de malhas.

1.3.2 MÉTODO DE DISCRETIZAÇÃO

A discretização do domínio implica na substituição das derivadas das equações diferenciais parciais por expressões algébricas, fazendo com que as equações sejam calculadas em cada ponto e as soluções numéricas sejam obtidas. Pode existir uma de três estratégias de resolução: diferenças finitas, volumes finitos ou elementos finitos. A diferença entre as três está na aproximação e no processo de discretização das equações.

O método mais utilizado em simulações de escoamento de fluidos e transferência de calor e massa é o método dos volumes finitos (PFLUCK, 2010). Este método satisfaz a conservação da propriedade em nível de volumes elementares, por meio de balanços da propriedade nestes volumes e integração no espaço e no tempo das equações na forma conservativa.

A interpretação física das equações resultantes, bem como a possibilidade de aplicá-las diretamente sobre os *meshes* com espaçamentos não-uniformes, em problemas 2D ou 3D, são razões que explicam a sua popularidade (MALISKA, 1995).

O CFX-SOLVER®, utilizado neste trabalho, aplica o método do volume finito na resolução das equações de conservação.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A hidráulica de bandejas perfuradas e valvuladas, em especial as primeiras, foi intensamente estudada na segunda metade do século passado. Os trabalhos de Thomas e Ogboja (1978), Zuiderweg (1982), Bennett *et al* (1983) e Fasesan (1987) são excelentes referências na utilização de abordagens empíricas e semi-empíricas para a previsão da hidráulica destes dispositivos a partir de correlações construídas com dados experimentais obtidos em plantas-piloto.

Mais recentemente, em 1998, Mehta *et al* foram pioneiros no desenvolvimento de um modelo que resolvia as equações de conservação da massa e da quantidade de movimento para tentar descrever o escoamento da fase líquida sobre uma bandeja perfurada.

No entanto, foram os trabalhos de Krishna *et al* (1999 e 2003) que consolidaram as bases para a utilização da Fluidodinâmica Computacional na investigação do escoamento líquido-vapor sobre bandejas perfuradas - o comportamento das fases, consideradas como interpenetrantes, foi modelado através das suas equações de conservação e de uma expressão para o coeficiente de arraste (C_D). Por fim, a variável altura de líquido límpido sobre a bandeja molhada (h_l) foi utilizada para validar o modelo, comparando-se os valores obtidos através da resolução numérica deste com aqueles determinados experimentalmente em sistemas como os da Figura 09:

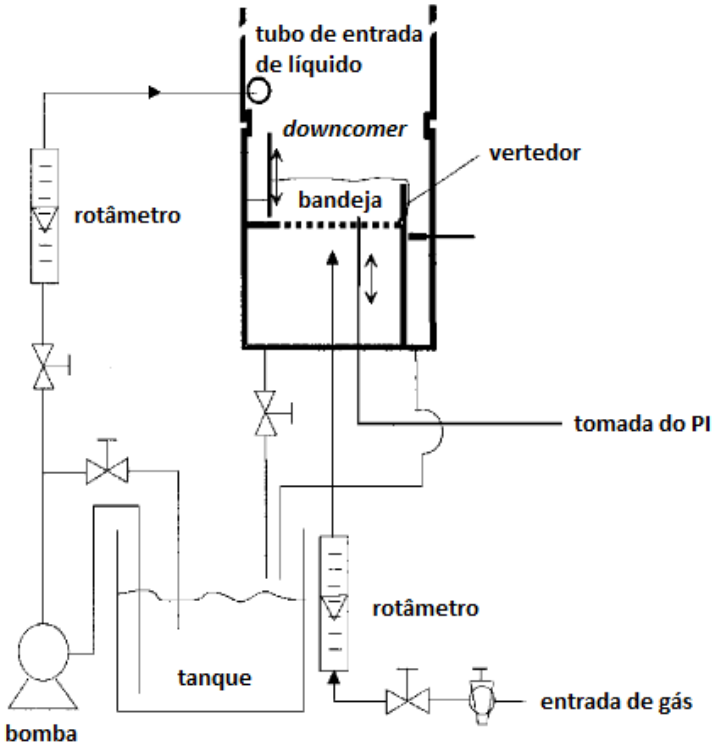

Figura 09: Aparato utilizado na geração dos dados experimentais para comparação com os resultados do modelo (Adaptada de KRISHNA, R. *et al*, 1999).

Outros autores, como Li *et al* (2009), aplicaram a mesma abordagem na previsão da hidráulica de bandejas valvuladas.

A abordagem apresentada nesta dissertação, contudo, difere da de Krishna *et al* (1999) uma vez que não correlaciona, na expressão para o coeficiente de arraste, a fração volumétrica do vapor à sua velocidade superficial no líquido, permitindo que arranjos de duas ou mais bandejas associadas sejam simulados sem problemas de convergência, e o efeito da forma de bolhas não-esféricas é contemplado através de um parâmetro novo.

Será apresentado um resumo da teoria por trás da abordagem utilizada para modelar o escoamento bifásico no dispositivo de contato, conforme proposto por Krishna *et al* (1999).

Os diferentes regimes operacionais observados em bandejas perfuradas e as correlações empíricas e semi-empíricas utilizadas na comparação com os resultados obtidos através do CFX 15® também serão comentadas.

2.1 ESCOAMENTO BIFÁSICO

A abordagem escolhida para modelar o escoamento bifásico requer o uso de equações hidrodinâmicas capazes de descrever o comportamento de cada fase e as interações entre estas.

O escoamento é visualizado como regiões monofásicas, limitadas por interfaces móveis, com seus próprios campos de velocidade.

A transferência interfacial de quantidade de movimento é função direta da área de contato entre as fases. Esta é caracterizada pela área interfacial por unidade de volume, também conhecida como densidade de área interfacial ($A_{\alpha\beta}$).

2.1.1 EQUAÇÕES HIDRODINÂMICAS

As seguintes equações hidrodinâmicas foram utilizadas na modelagem do escoamento bifásico, em sua forma instantânea, para as fases α e β:

- Continuidade

- Conservação da Quantidade de Movimento

2.1.1.1 CONTINUIDADE

A equação da continuidade, para cada uma das fases, é mostrada abaixo:

$$\frac{\partial(r_\alpha \rho_\alpha)}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial(r_\beta \rho_\beta)}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\beta \rho_\beta U_\beta) = 0 \quad (2)$$

2.1.1.2 CONSERVAÇÃO DA QUANTIDADE DE MOVIMENTO

A equação da conservação da quantidade de movimento, para cada uma das fases, é mostrada abaixo:

$$\frac{\partial(r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha)}{\partial t} + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha U_\alpha \otimes U_\alpha)] = -r_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla \cdot \{r_\alpha \mu_\alpha [\nabla U_\alpha + (\nabla U_\alpha)^T]\} + r_\alpha \rho_\alpha g + M_\alpha \quad (3)$$

$$\frac{\partial(r_\beta \rho_\beta U_\beta)}{\partial t} + \nabla \cdot [r_\beta (\rho_\beta U_\beta \otimes U_\beta)] = -r_\beta \nabla p_\beta + \nabla \cdot \{r_\beta \mu_\beta [\nabla U_\beta + (\nabla U_\beta)^T]\} + r_\beta \rho_\beta g + M_\beta \quad (4)$$

Onde r_i é a fração volumétrica, ρ_i a massa específica, t o tempo, U_i a velocidade, p_i a pressão absoluta, μ_i a viscosidade dinâmica e g a aceleração da gravidade. O termo M_i será explicado logo a seguir.

Os termos do lado esquerdo de cada equação, que também é conhecida como equação de Navier-Stokes, representam, respectivamente, a aceleração temporal e a aceleração convectiva.

Os dois primeiros termos do lado direito de cada equação representam as forças superficiais, enquanto que o terceiro termo representa as forças de campo (ação da gravidade).

M_α e M_β são funções de U_α e U_β e descrevem, respectivamente, as forças interfaciais atuando na fase α devido à fase β e as forças interfaciais atuando na fase β devido à fase α.

São necessárias mais duas equações para solucionar o problema, visto que são seis as variáveis a serem determinadas (r_α, r_β, U_α, U_β, p_α e p_β):

$$r_\alpha + r_\beta = 1 \quad (5)$$

$$p_\alpha = p_\beta = p \quad (6)$$

A primeira equação advém da conservação local do volume e a segunda do fato que ambas fases partilham o mesmo campo de pressão.

2.1.2 MODELO DE PARTÍCULA

A abordagem escolhida para modelar a densidade de área interfacial considera que uma das fases é contínua (fase α) e a outra dispersa (fase β). A densidade de área interfacial é calculada considerando que a fase β está presente na forma de partículas esféricas de diâmetro médio d_β:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{6r_\beta}{d_\beta} \quad (7)$$

De forma a conferir mais robustez ao modelo, o mesmo é modificado da seguinte forma:

- r_β é limitado a uma fração volumétrica mínima de forma a garantir que a densidade de área seja sempre não-nula.

- Para maiores valores de r_β (ou seja, quando a premissa que a fase β é dispersa não é mais válida), a densidade de área é reduzida de forma a refletir o fato que a mesma deve tender a zero quando r_β tende a um.

O modelo modificado para a densidade de área interfacial é implementado da seguinte forma:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{6\tilde{r}_\beta}{d_\beta} \quad (8)$$

Onde

$$\tilde{r}_\beta = \begin{cases} \max\left(r_\beta, r_{mín}\right) \text{ se } \left(r_\beta < r_{máx}\right) \\ \max\left(\frac{1-r_\beta}{1-r_{máx}} r_{máx}, r_{mín}\right) \text{ se } \left(r_\beta > r_{máx}\right) \end{cases} \quad (9)$$

2.1.3 TRANSFERÊNCIA INTERFACIAL DE QUANTIDADE DE MOVIMENTO

As forças interfaciais atuando entre as fases são oriundas de diversos efeitos físicos independentes, mas só as forças de arraste são consideradas relevantes na modelagem do sistema em questão, de acordo com Krishna *et al* (1999).

A seguinte forma geral é utilizada para modelar a força de arraste atuando na fase α devido à fase β, onde $c_{\alpha\beta}^{\ d}$ é o coeficiente da equação:

$$M_\alpha = c_{\alpha\beta}^{\ d} (U_\beta - U_\alpha) \quad (10)$$

De maneira análoga, a força de arraste atuando na fase β devido à fase α é expressa por ($c_{\beta\alpha}^{\ d}$ é o coeficiente da equação):

$$M_\beta = c_{\beta\alpha}^{\ d} (U_\alpha - U_\beta) \quad (11)$$

Visto que a soma das forças de arraste atuando em uma fase devido à outra se anulam, pode-se concluir que $c_{\alpha\beta}^{\ d} = c_{\beta\alpha}^{\ d}$.

A força de arraste total (D) é expressa, de maneira mais conveniente, em termos do coeficiente de arraste, parâmetro adimensional que é calculado através da seguinte expressão (A é a área do corpo projetada na direção do escoamento):

$$C_D = \frac{D}{\frac{1}{2}\rho_\alpha \left(U_\alpha - U_\beta\right)^2 A} \quad (12)$$

Para partículas esféricas, $c_{\alpha\beta}^{\ d}$ pode ser derivado analiticamente. A área de uma única partícula, projetada na direção do escoamento, e o volume de uma única partícula são dados, respectivamente, por (d é o diâmetro de uma partícula esférica):

$$A_P = \frac{\pi d^2}{4} \quad (13)$$

$$V_P = \frac{\pi d^3}{6} \quad (14)$$

O número de partículas por unidade de volume é dado por:

$$n_P = \frac{r_\beta}{V_p} = \frac{6 r_\beta}{\pi d^3} \quad (15)$$

O arraste exercido por uma única partícula na fase contínua é calculado pela seguinte expressão:

$$D_p = \frac{1}{2} C_D \rho_\alpha A_p \left|U_\beta - U_\alpha\right| \left(U_\beta - U_\alpha\right) \quad (16)$$

Desta forma, o arraste total, por unidade de volume, exercido na fase contínua é dado por:

$$D_{\alpha\beta}=n_p D_p=\frac{3}{4}\frac{C_D}{d}r_\beta\rho_\alpha\left|U_\beta-U_\alpha\right|\left(U_\beta-U_\alpha\right) \quad (17)$$

Mas,

$$D_{\alpha\beta}=M_\alpha \quad (18)$$

Logo:

$$\frac{3}{4}\frac{C_D}{d}r_\beta\rho_\alpha\left|U_\beta-U_\alpha\right|\left(U_\beta-U_\alpha\right)=c_{\alpha\beta}^d\left(U_\beta-U_\alpha\right) \quad (19)$$

Assim sendo, $c_{\alpha\beta}{}^d$ pode ser escrito da seguinte forma:

$$c_{\alpha\beta}^d=\frac{3}{4}\frac{C_D}{d}r_\beta\rho_\alpha\left|U_\beta-U_\alpha\right| \quad (20)$$

Ou, em termos da densidade de área interfacial:

$$c_{\alpha\beta}^d=\frac{C_D}{8}A_{\alpha\beta}\rho_\alpha\left|U_\beta-U_\alpha\right| \quad (21)$$

Finalmente, as expressões para M_α e M_β assumem, respectivamente, as seguintes formas:

$$M_\alpha=\frac{C_D}{8}A_{\alpha\beta}\rho_\alpha\left|U_\beta-U_\alpha\right|\left(U_\beta-U_\alpha\right) \quad (22)$$

$$M_\beta=\frac{C_D}{8}A_{\alpha\beta}\rho_\alpha\left|U_\beta-U_\alpha\right|\left(U_\alpha-U_\beta\right) \quad (23)$$

Krishna et al (1999) utilizaram a seguinte expressão para modelar o coeficiente de arraste no regime *churn-turbulent*, muito comum na operação de torres de borbulhamento:

$$C_D=\frac{4}{3}\left(\frac{\rho_L-\rho_V}{\rho_L}\right)gd_B\frac{r_V^2}{u_V^2} \quad (24)$$

Onde ρ_L e ρ_V são as massas específicas do líquido e do vapor (kg/m³), respectivamente, g é a aceleração da gravidade (m/s²), d_B é o diâmetro da bolha de vapor (m), r_V é a fração volumétrica do vapor, u_V é a velocidade superficial do vapor (m/s) e

$$r_V=f(u_V) \quad (25)$$

É importante notar que mesmo sendo o coeficiente de arraste uma função do diâmetro das bolhas de vapor, M_L e M_V não o são, o que facilita a resolução do sistema

de equações, visto que não se conhece, a princípio, a distribuição de tamanho das bolhas de vapor.

O modelo acima foi utilizado como base de desenvolvimento, mas, ao contrário da formulação proposta originalmente, a fração volumétrica do vapor não foi associada à sua velocidade superficial no líquido, através de uma correlação empírica, e o efeito da forma de bolhas não-esféricas na área projetada na direção do escoamento foi contemplado através de um parâmetro novo. O formato final da expressão, como implementada no CFX 15®, será apresentado posteriormente.

2.1.4 RESOLUÇÃO DAS EQUAÇÕES HIDRODINÂMICAS E O MODELO k-ε

A resolução das equações hidrodinâmicas em sua forma instantânea, para os sistemas de interesse da engenharia, demandaria um esforço computacional que é incompatível com a disponibilidade de *hardware* atual. Essa abordagem, conhecida como DNS (*Direct Numerical Simulation*), só é utilizada, com objetivos acadêmicos, em sistemas muito simples, visto que os elementos da malha têm de ser pequenos o suficiente para capturar as nuances do escoamento turbulento em suas escalas de comprimento características.

O escoamento turbulento pode ser representado pelos valores médios das variáveis para escalas de tempo muito maiores do que as das flutuações. Sendo Y uma variável qualquer do escoamento, sua média temporal é dada pela expressão abaixo:

$$\bar{Y}=\frac{1}{\Delta t}\int_{t}^{t+\Delta t} Y(t)dt \quad (26)$$

Onde Δt é uma escala de tempo muito maior do que as das flutuações e muito menor do que aquelas para as quais as equações são resolvidas.

O valor instantâneo de Y pode ser escrito, então, através de sua média temporal, que não varia com o tempo, e de sua flutuação (y), que varia com o tempo:

$$Y(t)=\bar{Y}+y(t) \quad (27)$$

A adoção desta abordagem modifica a equação de Navier-Stokes dando origem a um novo termo conhecido como Tensor de Reynolds. A equação assim modificada passa a se chamar Reynolds *Averaged* Navier-Stokes ou, abreviadamente, RANS.

A equação RANS para cada uma das fases é mostrada abaixo. O termo destacado em negrito é o Tensor de Reynolds. A barra superior indicando a média temporal só está sendo mostrada para o produto de flutuações.

$$\frac{\partial(r_\alpha\rho_\alpha U_\alpha)}{\partial t}+\nabla\cdot\left[r_\alpha(\rho_\alpha U_\alpha\otimes U_\alpha)\right]=-r_\alpha\nabla p_\alpha+\nabla\cdot\left\{r_\alpha\mu_\alpha[\nabla U_\alpha+(\nabla U_\alpha)^T]-r_\alpha\boldsymbol{\rho_\alpha}\overline{\mathbf{u_\alpha}\otimes\mathbf{u_\alpha}}\right\}+r_\alpha\rho_\alpha g+M_\alpha \quad (28)$$

$$\frac{\partial\left(r_\beta\rho_\beta U_\beta\right)}{\partial t}+\nabla\cdot\left[r_\beta\left(\rho_\beta U_\beta\otimes U_\beta\right)\right]=-r_\beta\nabla p_\beta+\nabla\cdot\left\{r_\beta\mu_\beta\left[\nabla U_\beta+\left(\nabla U_\beta\right)^T\right]-r_\beta\boldsymbol{\rho_\beta}\overline{\mathbf{u_\beta}\otimes\mathbf{u_\beta}}\right\}+r_\beta\rho_\beta g+M_\beta \quad (29)$$

As outras equações necessárias à resolução do problema, incluindo a da Continuidade, não tem seu formato modificado.

Essa abordagem reduz significativamente o esforço computacional envolvido na resolução das equações, mas demanda a modelagem do Tensor de Reynolds.

Uma proposta sugere que a turbulência é formada por pequenos vórtices, que estão sendo continuamente criados e dissipados, nos quais o Tensor de Reynolds é considerado como sendo proporcional ao gradiente médio da velocidade.

Essa abordagem é conhecida como Modelo da Viscosidade Turbulenta e a expressão para o Tensor de Reynolds em cada fase, em notação indicial, é mostrada abaixo:

$$-\rho_\alpha\overline{u_{i,\alpha}u_{j,\alpha}}=\mu_{t,\alpha}\left(\frac{\partial U_{i,\alpha}}{\partial x_j}+\frac{\partial U_{j,\alpha}}{\partial x_i}\right)-\frac{2}{3}\delta_{ij}\left(\rho_\alpha k_\alpha+\mu_{t,\alpha}\frac{\partial U_{k,\alpha}}{\partial x_k}\right) \quad (30)$$

$$-\rho_\beta\overline{u_{i,\beta}u_{j,\beta}}=\mu_{t,\beta}\left(\frac{\partial U_{i,\beta}}{\partial x_j}+\frac{\partial U_{j,\beta}}{\partial x_i}\right)-\frac{2}{3}\delta_{ij}\left(\rho_\beta k_\beta+\mu_{t,\beta}\frac{\partial U_{k,\beta}}{\partial x_k}\right) \quad (31)$$

Onde μ_t é a viscosidade turbulenta e k é a energia cinética média turbulenta.

Substituindo a expressão para o Tensor de Reynolds na equação RANS, a equação resultante para cada uma das fases, em notação indicial, é mostrada abaixo:

$$\frac{\partial(r_\alpha\rho_\alpha U_{i,\alpha})}{\partial t}+\frac{\partial(r_\alpha\rho_\alpha U_{i,\alpha}U_{j,\alpha})}{\partial x_j}=-r_\alpha\frac{\partial p'_\alpha}{\partial x_i}+\frac{\partial\left[r_\alpha\mu_{ef,\alpha}\left(\frac{\partial U_{i,\alpha}}{\partial x_j}+\frac{\partial U_{j,\alpha}}{\partial x_i}\right)\right]}{\partial x_j}+r_\alpha\rho_\alpha g+M_\alpha \quad (32)$$

$$\frac{\partial\left(r_\beta\rho_\beta U_{i,\beta}\right)}{\partial t}+\frac{\partial\left(r_\beta\rho_\beta U_{i,\beta}U_{j,\beta}\right)}{\partial x_j}=-r_\beta\frac{\partial p'_\beta}{\partial x_i}+\frac{\partial\left[r_\beta\mu_{ef,\beta}\left(\frac{\partial U_{i,\beta}}{\partial x_j}+\frac{\partial U_{j,\beta}}{\partial x_i}\right)\right]}{\partial x_j}+r_\beta\rho_\beta g+M_\beta \quad (33)$$

Onde a viscosidade efetiva e a pressão modificada de cada fase são dadas, respectivamente, por:

$$\mu_{ef,\alpha}=\mu_\alpha+\mu_{t,\alpha} \quad (34)$$

$$\mu_{ef,\beta}=\mu_\beta+\mu_{t,\beta} \quad (35)$$

e

$$p'_{\alpha}=p_{\alpha}+\frac{2}{3}\rho_{\alpha}k_{\alpha} \quad (36)$$

$$p'_{\beta}=p_{\beta}+\frac{2}{3}\rho_{\beta}k_{\beta} \quad (37)$$

Os modelos de turbulência de duas equações, como o k-ε, são assim conhecidos por utilizarem duas equações de transporte adicionais para a modelagem de seus parâmetros.

Esses modelos oferecem um bom compromisso entre esforço computacional e acurácia de resultados e, em função disto, são largamente empregados.

A expressão que relaciona a viscosidade turbulenta, a energia cinética média turbulenta e a dissipação da energia cinética turbulenta (ε) é mostrada abaixo para cada fase:

$$\mu_{t,\alpha}=C_{\mu}\rho_{\alpha}\frac{k_{\alpha}^2}{\varepsilon_{\alpha}} \quad (38)$$

$$\mu_{t,\beta}=C_{\mu}\rho_{\beta}\frac{k_{\beta}^2}{\varepsilon_{\beta}} \quad (39)$$

Onde C_{μ} é uma constante.

Os valores de k e ε para cada fase vem diretamente das seguintes equações de transporte:

$$\frac{\partial\left(r_{\alpha}\rho_{\alpha}k_{\alpha}\right)}{\partial t}+\nabla\cdot\left\{r_{\alpha}\left[\rho_{\alpha}U_{\alpha}k_{\alpha}-\left(\mu_{\alpha}+\frac{\mu_{t,\alpha}}{\sigma_k}\right)\nabla k_{\alpha}\right]\right\}=r_{\alpha}\left(P_{\alpha}-\rho_{\alpha}\varepsilon_{\alpha}\right) \quad (40)$$

$$\frac{\partial\left(r_{\alpha}\rho_{\alpha}\varepsilon_{\alpha}\right)}{\partial t}+\nabla\cdot\left[r_{\alpha}\rho_{\alpha}U_{\alpha}\varepsilon_{\alpha}-\left(\mu_{\alpha}+\frac{\mu_{t,\alpha}}{\sigma_{\varepsilon}}\right)\nabla\varepsilon_{\alpha}\right]=r_{\alpha}\frac{\varepsilon_{\alpha}}{k_{\alpha}}\left(C_{\varepsilon 1}P_{\alpha}-C_{\varepsilon 2}\rho_{\alpha}\varepsilon_{\alpha}\right) \quad (41)$$

$$\frac{\partial\left(r_{\beta}\rho_{\beta}k_{\beta}\right)}{\partial t}+\nabla\cdot\left\{r_{\beta}\left[\rho_{\beta}U_{\beta}k_{\beta}-\left(\mu_{\beta}+\frac{\mu_{t,\beta}}{\sigma_k}\right)\nabla k_{\beta}\right]\right\}=r_{\beta}\left(P_{\beta}-\rho_{\beta}\varepsilon_{\beta}\right) \quad (42)$$

$$\frac{\partial\left(r_{\beta}\rho_{\beta}\varepsilon_{\beta}\right)}{\partial t}+\nabla\cdot\left[r_{\beta}\rho_{\beta}U_{\beta}\varepsilon_{\beta}-\left(\mu_{\beta}+\frac{\mu_{t,\beta}}{\sigma_{\varepsilon}}\right)\nabla\varepsilon_{\beta}\right]=r_{\beta}\frac{\varepsilon_{\beta}}{k_{\beta}}\left(C_{\varepsilon 1}P_{\beta}-C_{\varepsilon 2}\rho_{\beta}\varepsilon_{\beta}\right) \quad (43)$$

Onde σ_k, σ_{ε}, $C_{\varepsilon 1}$ e $C_{\varepsilon 2}$ são constantes.

2.2 REGIMES OPERACIONAIS

As vazões de líquido e vapor influenciam fortemente o grau de gotejamento (*weeping*) e arraste (*entrainment*) e, desta forma, limitam a região de eficiência constante. Esta região é mostrada qualitativamente, em termos das velocidades superficiais de líquido e vapor, na Figura 10, e é limitada pelos seguintes mecanismos:

- Inundação por arraste de gotículas (*flooding by drop-entrainment*)

Quando a velocidade superficial do vapor é elevada e a quantidade de líquido presente na bandeja é pequena, o mesmo é atomizado em gotículas que são arrastadas para a bandeja superior, causando uma redução da eficiência (*backmixing*). O líquido arrastado deixa a bandeja superior através de seu *downcomer* e quando a capacidade máxima de descarga deste é alcançada, diz-se que um ponto de inundação foi atingido. Qualquer aumento na velocidade superficial do vapor a partir deste ponto resulta em acumulação de líquido na torre.

- Inundação em jatos (*jet-flooding*)

Quando a velocidade superficial do vapor é elevada e a quantidade de líquido presente na bandeja é suficiente para que o mesmo não seja atomizado, o espaço entre duas bandejas adjacentes é praticamente todo preenchido com uma dispersão bifásica. O líquido é arremessado pelo vapor contra a bandeja superior resultando em um arraste elevado. A inundação ocorre, também neste caso, quando a capacidade máxima de descarga do *downcomer* é excedida.

- Inundação por sobrecarga no *downcomer* (*flooding by downcomer overloading : choke e back-up*)

Quando a velocidade superficial do líquido é elevada, a capacidade máxima de descarga do *downcomer* pode ser alcançada antes mesmo que ocorra um arraste significativo. Qualquer aumento na velocidade superficial do líquido a partir deste ponto resulta em acumulação de líquido na torre.

- Gotejamento (w*eeping*)

Se a velocidade superficial do vapor através dos orifícios não for elevada o suficiente, o líquido será drenado através destes para a bandeja abaixo (*forward mixing*).

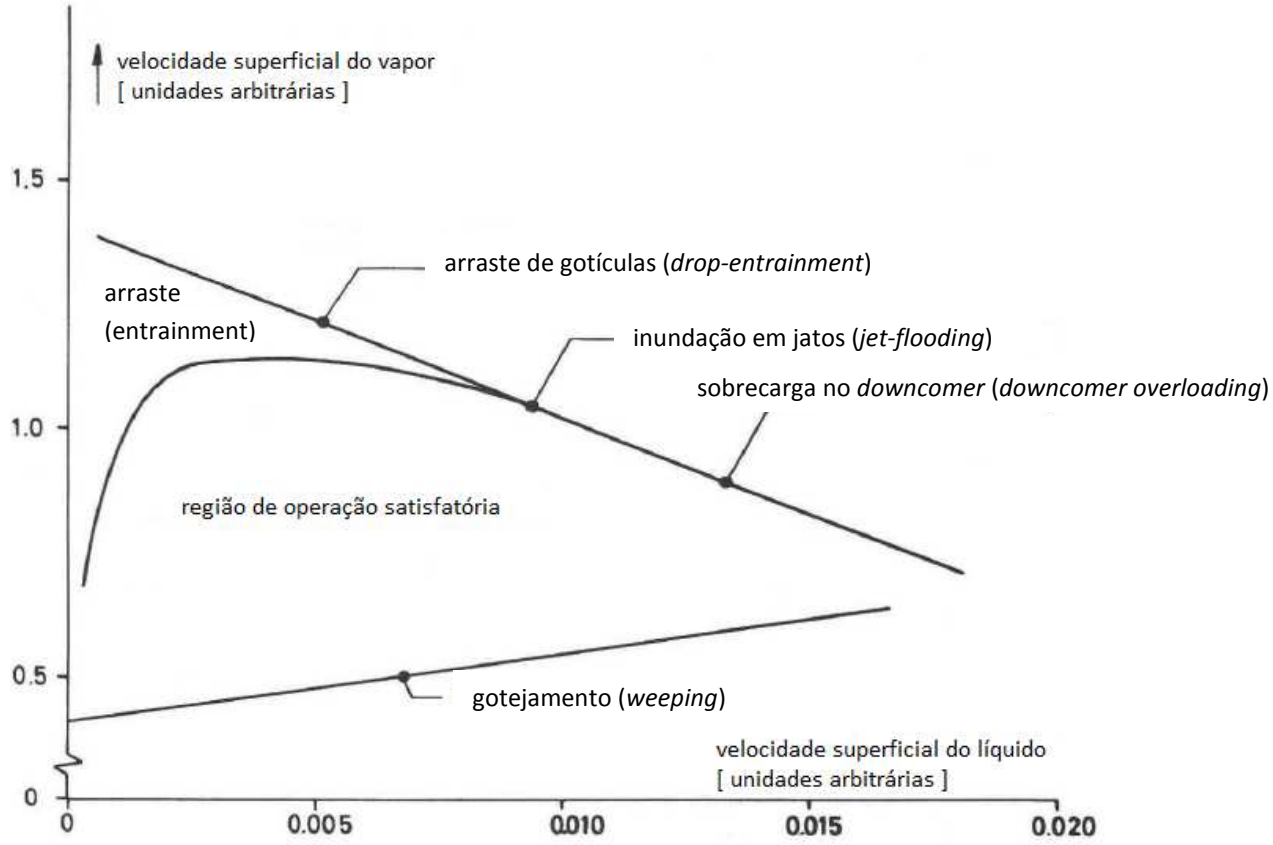

Figura 10: Região de operação satisfatória (eficiência constante) e seus limites (Adaptada de ZUIDERWEG, F. J., 1982).

De acordo com Zuiderweg (1982), são quatro os regimes operacionais que podem ser observados para a região de operação estável (ver a Figura 11):

- Borbulhante (*free-bubbling*)

Sua principal característica é que o vapor atravessa a dispersão bifásica na forma de bolhas. Este regime ocorre para baixas velocidades superficiais do vapor e a dispersão bifásica resultante, que apresenta o líquido como fase contínua, possui uma superfície discreta, mas móvel.

- *Spray*

Este regime ocorre quando a velocidade superficial do vapor é elevada e há pequena quantidade de líquido na bandeja. O líquido é atomizado em gotículas e o vapor é a fase contínua da dispersão bifásica, que não possui uma superfície discreta observável.

- Misto-espuma (*mixed-froth*)

É o regime mais comumente encontrado na operação de bandejas perfuradas. Tende ao borbulhante próximo ao assoalho da bandeja e ao *spray* próximo ao topo da dispersão bifásica.

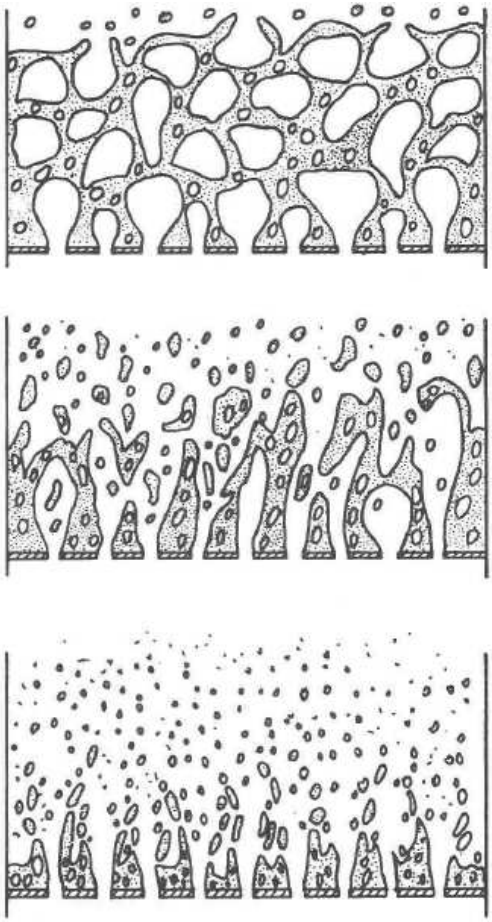

Figura 11: Regimes operacionais observados em bandejas perfuradas (Adaptada de ZUIDERWEG, F. J., 1982).

- Emulsão (*emulsion*)

Este regime ocorre quando a velocidade superficial do líquido é elevada o suficiente para "quebrar" os jatos de vapor em bolhas de pequeno diâmetro (de 1 a 3 mm), as quais ficam emulsionadas.

A transição entre os regimes *spray*/misto-espuma e emulsão se dá para razões entre a quantidade de movimento dos fluxos de líquido e vapor superiores a 3,0 (ver a Figura 12):

$$\frac{PF}{bh_l} > 3{,}0 \quad (44)$$

Onde PF é o parâmetro de fluxo, b é a razão entre o comprimento do vertedor e a área ativa da bandeja (1/m) e h_l é a altura de líquido límpido sobre a bandeja (m).

As torres cujas bandejas operarem neste regime poderão ter sua capacidade limitada por sobrecarga no *downcomer*, principalmente se as bolhas forem estabilizadas por um efeito interfacial.

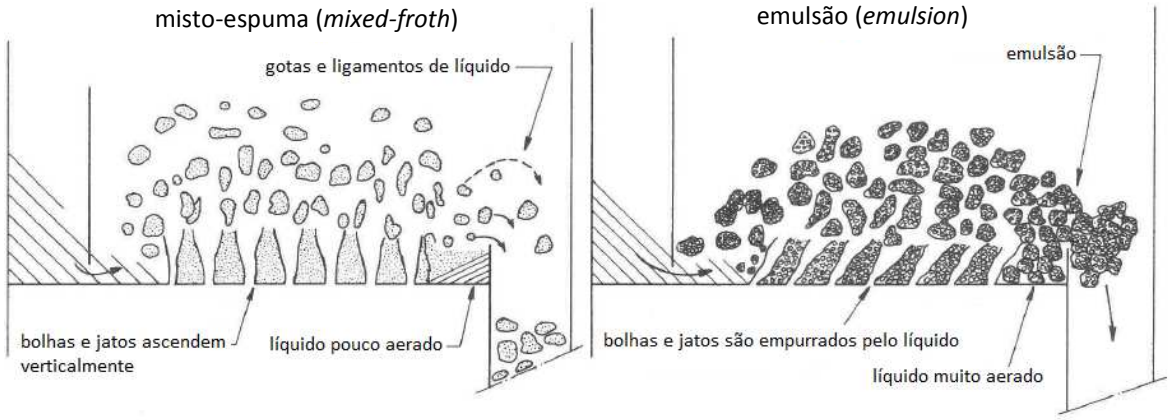

Figura 12: Mecanismos de transporte de líquido através do vertedor nos regimes misto-espuma (*mixed-froth*) e emulsão (*emulsion*) (Adaptada de ZUIDERWEG, F. J., 1982).

Os aspectos macroscópicos dos regimes poderão ser observados através da visualização dos resultados das simulações (ANEXO II). Já a observação de aspectos microscópicos demandaria um esforço computacional além do escopo deste trabalho.

2.3 ASPECTOS HIDRÁULICOS

O comportamento hidráulico da bandeja perfurada é um dos fatores mais importantes no projeto da torre, visto que este afeta a perda de carga, os limites de inundação e gotejamento e o tipo de regime operacional que será desenvolvido. O modelo geral para a hidráulica de bandejas perfuradas é apresentado na Figura 13.

A altura de líquido límpido sobre a bandeja molhada (h_l) expressa a quantidade de líquido retido no dispositivo devido à altura do vertedor (H_v) e às velocidades superficiais do líquido e do vapor.

Um manômetro, quando conectado aos espaços-vapor de bandejas adjacentes, fornece a perda de carga total na bandeja molhada (h_t), a qual é causada por três resistências em série:

- Perda de carga na bandeja seca, a qual é causada pelo fluxo através dos orifícios: h_d

- Perda de carga devido à presença da dispersão bifásica sobre a bandeja molhada: h_l

- Perda de carga devido aos efeitos da tensão superficial envolvidos na formação das bolhas: h_σ

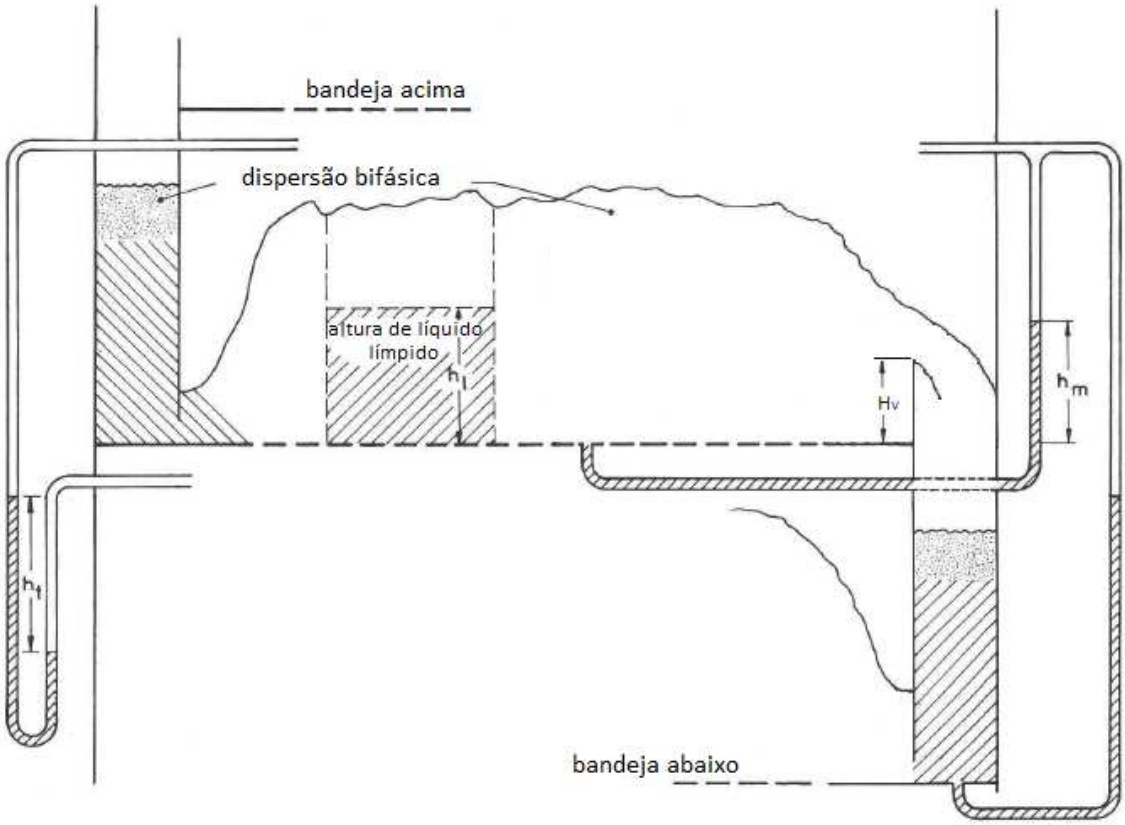

Figura 13: Modelo geral para a hidráulica de bandejas perfuradas (Adaptada de ZUIDERWEG, F. J., 1982).

A perda de carga total na bandeja molhada é dada pela seguinte expressão:

$$h_t=h_d+h_l+h_\sigma \quad (45)$$

Um manômetro, quando conectado ao assoalho da bandeja e ao seu espaço-vapor acima da dispersão bifásica, fornece o *head* dinâmico de líquido (h_m). Bernard e Sargent (1966) ressaltaram que o *head* dinâmico de líquido não é necessariamente igual à altura de líquido límpido sobre a bandeja molhada, mas geralmente menor.

A seguir será apresentado um resumo das correlações empíricas e semi-empíricas utilizadas na estimativa das parcelas que compõem a perda de carga total na bandeja molhada.

2.3.1 PERDA DE CARGA NA BANDEJA SECA

Uma correlação comumente empregada para o cálculo desta parcela é a de Lieberman e Lieberman (2003), a qual é dada pela expressão abaixo:

$$h_d(\text{in}H_2O)=0{,}3u_o{}^2\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right) \quad (46)$$

Onde u_o é a velocidade no orifício (ft/s) e ρ_V e ρ_L são as massas específicas do líquido e do vapor, respectivamente.

2.3.2 PERDA DE CARGA DEVIDO À TENSÃO SUPERFICIAL DO LÍQUIDO

De acordo com Fasesan (1987), esta parcela é calculada através da seguinte expressão:

$$h_\sigma(m)=\frac{6\sigma}{g\rho_L d_{B,máx}} \quad (47)$$

Onde σ é a tensão superficial do líquido (N/m), g é a aceleração da gravidade (m/s²), ρ_L é a massa específica do líquido (kg/m³) e $d_{B,máx}$ é o diâmetro máximo da bolha (m):

$$d_{B,máx}(m)=1{,}27\left[\frac{d_o\sigma}{g(\rho_L-\rho_V)}\right]^{\frac{1}{3}} \quad (48)$$

Onde d_o é o diâmetro do orifício (m) e ρ_V é a massa específica do vapor (kg/m³).

Na prática, entretanto, esta parcela é muito menor do que as outras duas para os diâmetros de orifícios utilizados na realidade industrial.

2.3.3 PERDA DE CARGA DEVIDO À PRESENÇA DA DISPERSÃO SOBRE A BANDEJA

A determinação de uma expressão confiável para o cálculo desta parcela foi o objetivo de muitos pesquisadores na segunda metade do século passado, visto que a sua contribuição na perda de carga total sobre a bandeja molhada é predominante.

Serão apresentadas, em ordem cronológica de publicação, as expressões utilizadas na comparação com os resultados obtidos através da técnica de fluidodinâmica computacional.

- Zuiderweg (1982):

$$h_l(m)=0{,}6H_v^{\frac{1}{2}}p^{\frac{1}{4}}\left(\frac{PF}{b}\right)^{\frac{1}{4}} \quad (49)$$

Onde H_V é a altura do vertedor da bandeja (m), p é a distância entre os centros de orifícios adjacentes (m), PF é o parâmetro de fluxo e b é a razão entre o comprimento do vertedor e a área ativa da bandeja (1/m).

A expressão acima foi desenvolvida a partir de dados obtidos em experimentos realizados em escala de bancada, piloto e industrial (em simulador hidráulico) para sistemas ar/água e tolueno e seu vapor em bandejas perfuradas de diferentes geometrias operando em diferentes regimes operacionais.

Os valores da altura de líquido límpido sobre a bandeja molhada foram determinados através da integração dos perfis de densidade obtidos com a técnica de atenuação por raios gama.

As faixas de validade desta correlação são as seguintes:

fração da área ativa da bandeja ocupada pelos orifícios =0,037 - 0,072 m²/m²

p=0,012 - 0,040 m

H_v=0,025 - 0,100 m

d_o=0,003 - 0,010 m

carga de líquido sobre o vertedor=0,00035 - 0,01572 m²/s

velocidade superficial do vapor (em relação à área ativa da bandeja)=0,5 - 2,2 m/s

- Bennett *et al* (1983):

$$h_l(m)=\phi_e\left[H_v+C\left(\frac{Q_L}{\phi_e}\right)^{\frac{2}{3}}\right] \quad (50)$$

Onde Q_L é a vazão volumétrica de líquido por unidade de comprimento do vertedor (m²/min), C é um parâmetro que depende de H_V e ϕ_e é a densidade relativa efetiva da dispersão:

$$C=0,0327+0,0286\exp(-137,8H_v) \quad (51)$$

e

$$\phi_e=\exp\left(-12,55K_s^{0,91}\right) \quad (52)$$

Onde K_S é o fator de capacidade de Souders e Brown (C_{SB}):

$$K_s(m/s)=V_s\left(\frac{\rho_V}{\rho_L-\rho_V}\right)^{\frac{1}{2}} \quad (53)$$

Onde V_S é a velocidade superficial do vapor (m/s), calculada com base na área ativa da bandeja.

Esta correlação foi desenvolvida a partir de dados experimentais obtidos em planta-piloto para sistemas ar/água em bandejas perfuradas com orifícios de pequeno diâmetro e vertedores de altura reduzida operando em diferentes condições operacionais, mas sem uma menção à qual tipo de regime operacional (ou regimes) foi observado durante a condução dos experimentos.

Os valores da perda de carga devido à presença da dispersão bifásica sobre a bandeja foram obtidos subtraindo-se da perda de carga total medida as parcelas referentes à perda de carga medida na bandeja seca e a perda de carga devido aos efeitos da tensão superficial do líquido, esta última calculada através da expressão já mostrada anteriormente.

Dados experimentais obtidos por outros autores também foram utilizados no desenvolvimento da correlação.

As faixas de validade desta correlação são as seguintes:

K_s=0,0052 - 0,1219 m/s

Q_L=0,0447 - 1,6390 m²/min

H_v=0,0 - 0,1016 m

d_o=0,0010 - 0,0254 m

Esta foi a correlação utilizada por Krishna et al (1999) em seu trabalho.

- Dhulesia (1984):

$$h_l(m)=0{,}5H_v^{0{,}5}p^{0{,}17}\left(\frac{PF}{b}\right)^{0{,}33} \qquad (54)$$

(bandejas perfuradas operando no regime misto-espuma)

$$h_l(m)=0{,}42H_v^{0{,}66}\left(\frac{PF}{b}\right)^{0{,}33} \qquad (55)$$

(bandejas com válvulas Glitsch V1® ou semelhantes operando no regime misto-espuma)

As correlações acima foram desenvolvidas a partir do trabalho de Zuiderweg (1982) e utilizando dados experimentais obtidos em simulador hidráulico para sistemas ar/água em bandejas perfuradas com orifícios de diferentes diâmetros e bandejas com válvulas Glitsch V1®.

As faixas de validade das correlações são as seguintes:

fração da área ativa da bandeja ocupada pelos orifícios=0,102 m²/m²

p=0,010 - 0,040 m

H_v=0,025 - 0,075 m

d_o=0,0032 - 0,0127 m

carga de líquido sobre o vertedor=0,0055 - 0,0280 m²/s

fator de carga (F)=1,30 - 2,85 m/s(kg/m³)^{0,5}

O fator de carga é dado pela expressão:

$F= u_V(\rho_V)^{0,5}$

Onde u_V é a velocidade superficial do vapor (em relação à área ativa da bandeja).

Os valores da perda de carga devido à presença da dispersão bifásica sobre a bandeja perfurada foram obtidos através da leitura do *head* dinâmico de líquido em manômetros conectados ao assoalho da bandeja e ao seu espaço-vapor, com a ressalva de que os valores das leituras precisaram ser corrigidos, conforme indicado por Bernard e Sargent (1966).

Os valores da perda de carga devido à presença da dispersão bifásica sobre a bandeja valvulada foram obtidos de maneira semelhante à da perfurada. Entretanto, no caso da bandeja valvulada, foi necessário modificar a tomada dos manômetros conectada ao assoalho da bandeja de forma a eliminar o efeito decorrente da deflexão do fluxo de ar ao este se chocar contra a superfície interna da válvula.

As condições operacionais dos experimentos ficaram restritas, em sua maioria, ao regime misto-espuma, mas o autor demonstra que não é possível utilizar uma única correlação para representar diferentes regimes operacionais, assim como o fez Zuiderweg (1982). Entretanto, devido à escassez de dados experimentais obtidos no regime de *spray*, o autor não propôs nenhuma correlação para este regime.

- Békássy-Molnar e Mustafa (1991):

$$h_l(m)=0,084 f_a^{-0,36} H_v^{0,64} d_o^{-0,19} \left(\frac{PF}{b}\right)^{0,35} \quad (56)$$

(regime de espuma)

$$h_l(m)=0,091 f_a^{-0,70} H_v^{0,63} \left(\frac{PF}{b}\right)^{0,33} \quad (57)$$

(regime misto)

$h_l(m)=0{,}015 f_a^{-1{,}61} H_v^{0{,}50} d_o^{0{,}33}$ (58)

(regime de *spray*)

Onde f_a é a fração da área ativa da bandeja ocupada pelos orifícios.

As correlações acima foram desenvolvidas a partir dos trabalhos de Zuiderweg (1982), Chen (1982) e Dhulesia (1984) e utilizando dados experimentais obtidos em simulador hidráulico para sistemas ar/água em bandejas perfuradas de diferentes geometrias operando em diferentes regimes operacionais.

Os valores da perda de carga devido à presença da dispersão bifásica sobre a bandeja foram obtidos através de procedimento semelhante ao adotado por Dhulesia (1984) em seu trabalho. Dados experimentais obtidos por outros autores também foram utilizados no desenvolvimento das correlações, as quais apresentam as seguintes faixas de validade:

f_a=0,045 - 0,144 m²/m²

H_v=0,025 - 0,075 m

d_o=0,0030 - 0,0127 m

carga de líquido sobre o vertedor=0,0003 - 0,0160 m²/s

fator de carga=0,41 - 3,80 m/s(kg/m³)^{0,5}

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Conforme já comentado no ítem 1.3, foram utilizados os *softwares* comerciais ANSYS WORKBENCH® e CFX®, ambos na versão 15, para a resolução do problema.

Os equipamentos utilizados no processamento das simulações foram:

- um computador com processador AMD FX-6100® (seis núcleos com 3,3 GHz) e 8 Gb de memória RAM;

- um computador com processador AMD Phenom II X6 1050T® (seis núcleos com 2,8 GHz) e 4 Gb de memória RAM;

- um computador com processador Intel Xeon® (quatro núcleos com 3,0 GHz) e 32 Gb de memória RAM.

3.1 PLANEJAMENTO DAS SIMULAÇÕES

A técnica de planejamento de experimentos foi utilizada para determinar a quantidade de simulações necessárias e suas condições, visto que os parâmetros com influência na variável de interesse já eram conhecidos (ZUIDERWEG, 1982). Ver as Tabelas 1 e 2.

Tabela 1: Parâmetros da simulação e seus níveis no método Superfície de Resposta.

parâmetros	níveis		
	-1	0	+1
área perfurada (%)	4,9	9,1	13,3
altura do vertedor (m)	0,040	0,050	0,060
carga de líquido sobre o vertedor (m^2/s - gpm/in)	0,0063 - 2,5	0,0220 - 8,8	0,0370 - 15
fator de capacidade (m/s)	0,04	0,08	0,12

Dos métodos disponíveis no *software* comercial Design-Expert 7.0.0® o Superfície de Resposta foi escolhido por ser apropriado para a obtenção de modelos não-lineares.

A definição dos níveis de cada um dos parâmetros foi realizada de forma a abranger uma ampla faixa de condições operacionais e todos os regimes operacionais observados para estes dispositivos.

Tabela 2: Condições simuladas para os diferentes arranjos.

# simulação	área perfurada	altura do vertedor	carga de líquido	C_{SB}	vágua,entrada	var,orifício
	(%)	(mm)	(gpm/in)	(m/s)	(m/s)	(m/s)
1	4,9	40	8,8	0,08	0,55	47,4
2	4,9	50	2,5	0,08	0,16	47,4
3	4,9	50	8,8	0,04	0,55	23,7
4	4,9	50	8,8	0,12	0,55	71,0
5	4,9	50	15	0,08	0,93	47,4
6	4,9	60	8,8	0,08	0,55	47,4
7	9,1	40	2,5	0,08	0,16	25,5
8	9,1	40	8,8	0,04	0,55	12,7
9	9,1	40	8,8	0,12	0,55	38,2
10	9,1	40	15	0,08	0,93	25,5
11	9,1	50	2,5	0,04	0,16	12,7
12	9,1	50	2,5	0,12	0,16	38,2
13	9,1	50	8,8	0,08	0,55	25,5
14	9,1	50	15	0,04	0,93	12,7
15	9,1	50	15	0,12	0,93	38,2
16	9,1	60	2,5	0,08	0,16	25,5
17	9,1	60	8,8	0,04	0,55	12,7
18	9,1	60	8,8	0,12	0,55	38,2
19	9,1	60	15	0,08	0,93	25,5
20	13,3	40	8,8	0,08	0,55	17,4
21	13,3	50	2,5	0,08	0,16	17,4
22	13,3	50	8,8	0,04	0,55	8,7
23	13,3	50	8,8	0,12	0,55	26,2
24	13,3	50	15	0,08	0,93	17,4
25	13,3	60	8,8	0,08	0,55	17,4

3.2 GEOMETRIAS

A caracterização geométrica dos arranjos foi realizada com o auxílio do *software* comercial ANSYS WORKBENCH 15® através da ferramenta DESIGN MODELER®.

Foram definidos, de acordo com o planejamento das simulações, nove arranjos utilizados na simulação do escoamento ar/água e, derivados destes, mais nove utilizados na simulação do escoamento do ar somente, estes últimos necessários à determinação da perda de carga na bandeja seca.

Arranjos com bandejas de seção retangular foram escolhidos preferencialmente aos com bandejas de seção circular visto que os painéis posicionados em frente ao vertedor de uma bandeja em escala industrial, de seção circular, têm formato retangular, conforme pode ser visto na Figura 14, e que não foi objetivo do trabalho simular o escoamento em um dispositivo em escala industrial, mas tão somente em uma seção de um painel e verificar a *aplicabilidade* dos resultados obtidos para prever o comportamento de uma bandeja em escala industrial, de seção circular. Além disso, muitas das correlações para a previsão da perda de carga devido à presença da dispersão sobre a bandeja foram construídas a partir da dados experimentais obtidos em plantas-piloto e simuladores hidráulicos utilizando torres com bandejas de seção retangular.

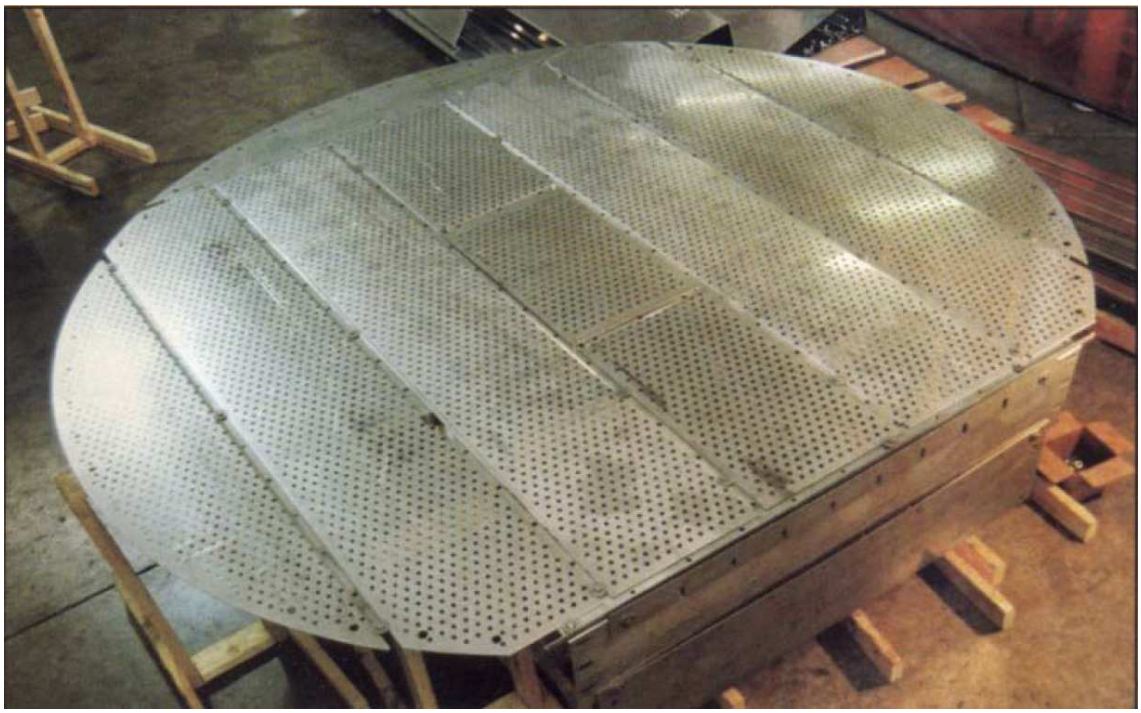

Figura 14: Bandeja perfurada e seus painéis com orifícios (http://www.raschig.de/Mass-Transfer-Trays).

Os arranjos são constituídos de duas bandejas idênticas de seção retangular de 0,5 m x 0,35 m (espaçadas de 0,6 m e conectadas por um *downcomer* de seção também retangular de 0,5 m x 0,075 m), cada uma com catorze orifícios de seção circular de 0,028 m, 0,038 m ou 0,046 m de diâmetro, vertedores de 0,040 m, 0,050 m ou 0,060 m de altura e folga sob o *downcomer* de 0,040 m para os escoamentos ar/água e 0,005 m para os escoamentos do ar somente, de maneira a minimizar o desvio de parte da vazão pelo *downcomer* durante a condução das simulações para a determinação da perda de carga na bandeja seca. Ver a Tabela 3 e a Figura 15.

Tabela 3: Caracterização geométrica dos arranjos.

# arranjo		1/10	2/11	3/12	4/13	5/14	6/15	7/16	8/17	9/18
bandejas	espaçamento (m)	0,6								
	dimensões (m)	0,500 x 0,350								
	altura do vertedor (m)	0,040	0,050	0,060	0,040	0,050	0,060	0,040	0,050	0,060
orifícios	diâmetro (m)	0,028			0,038			0,046		
	arranjo	Δ								
downcomers	dimensões (m)	0,500 x 0,075								
	folga (m)	0,040/0,005								

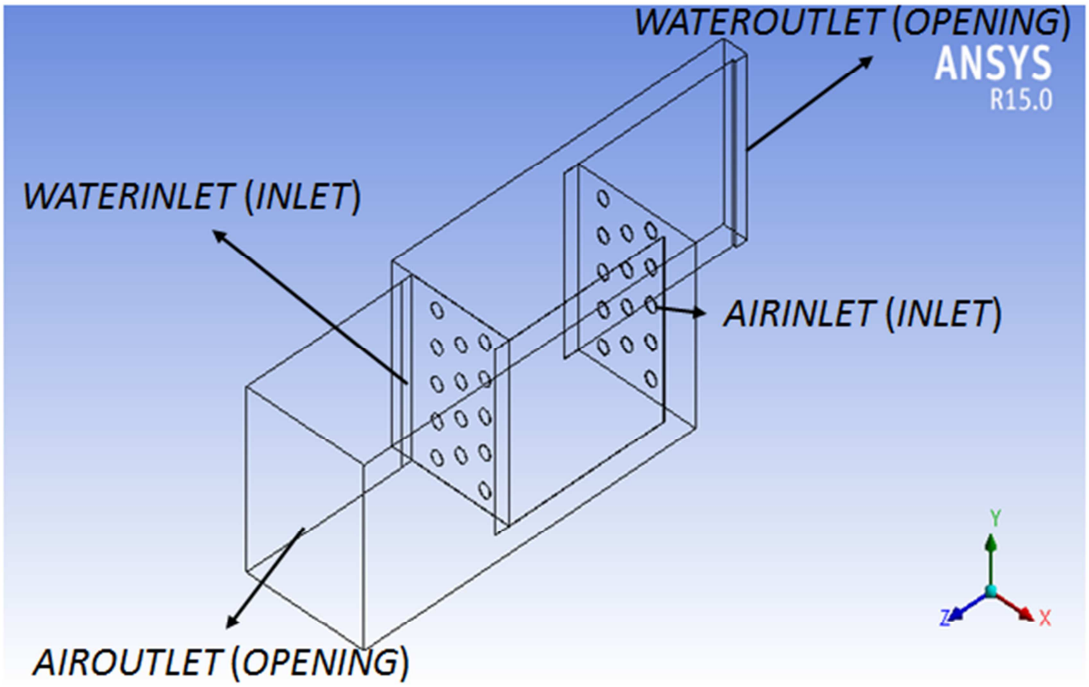

Figura 15: Arranjo com 9,1 % de área perfurada e vertedor de 0,050 m de altura. Condições de contorno utilizadas na modelagem do problema (*inlets* e *openings*).

3.3 MALHAS

A geração das malhas, a partir dos arranjos já caracterizados geometricamente, também foi realizada com o auxílio do ANSYS WORKBENCH 15®.

Foi escolhido o método *MultiZone* (*Hexa Core*) da ferramenta ANSYS ICEM CFD® e as malhas resultantes foram refinadas através do aumento do seu número de elementos.

O teste de malha, ou seja, a determinação do número de elementos a partir do qual a influência do grau de refinamento da malha sobre a variável de interesse é desprezível, foi realizado para o arranjo com 9,1 % de área perfurada e vertedor de 0,050 m de altura e condições de carga de líquido sobre o vertedor de 5 gpm/in (0,0126 m²/s) e fator de capacidade de 0,03 m/s.

Foram testadas sete malhas com diferentes graus de refinamento e os resultados obtidos para a perda de carga na bandeja podem ser visualizados na Figura 16.

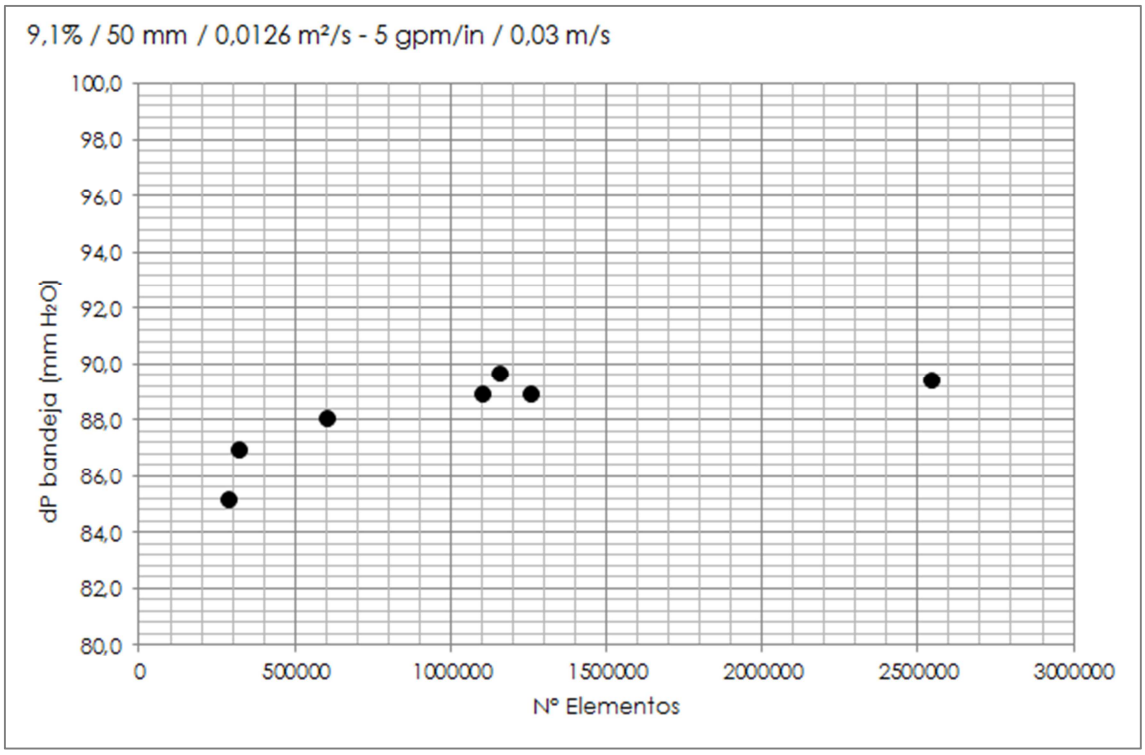

Figura 16: Resultado do teste de malha para o arranjo com 9,1 % de área perfurada e vertedor de 0,050 m de altura e condições de carga de líquido sobre o vertedor de 5 gpm/in e fator de capacidade de 0,03 m/s.

A análise do gráfico acima permite concluir que malhas com número de elementos em torno de 1100000 não apresentam uma variação significativa da variável de interesse com um aumento do seu refinamento. Assim, a malha #4 foi escolhida como a mais adequada e o grau de refinamento utilizado nesta foi replicado para os outros arranjos. Ver a Figura 17 para a malha #4 e o ANEXO I para as demais.

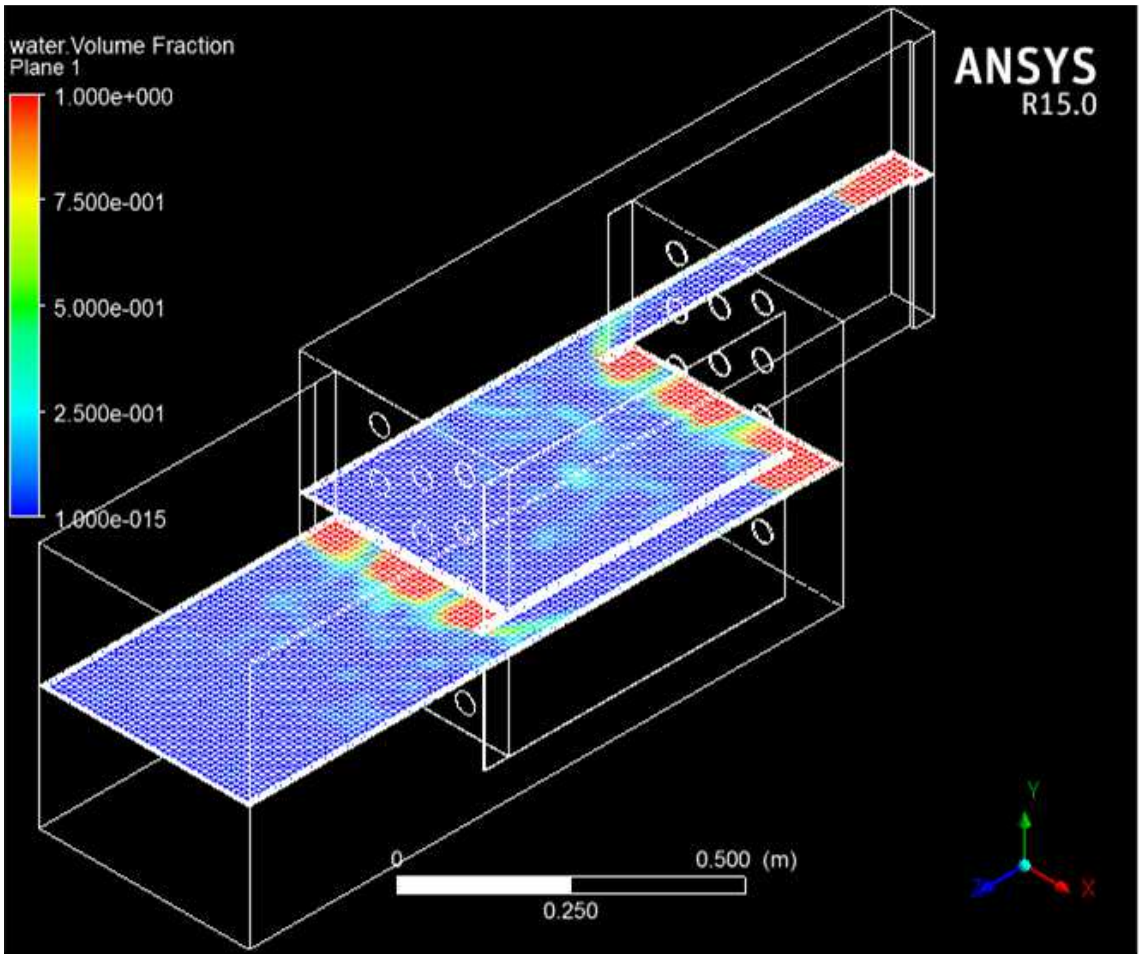

Figura 17: Fração volumétrica de água em um plano ZX para Y = 0,25 m. Malha #4 com 1104954 elementos.

O número de elementos de cada malha pode ser consultado da Tabela 4.

Tabela 4: Número de elementos de cada malha.

# malha	nº de elementos
1	293655
2	323426
3	605771
4	1104954
5	1162549
6	1260147
7	2547704

A técnica de *inflation* não foi utilizada, visto que o método de geração de malha escolhido preenche a região adjacente às paredes com uma camada bastante refinada de tetraedros; a técnica de adaptação de malha, utilizando como parâmetros as frações volumétricas do ar e da água, foi empregada na malha #7, mas, apesar de refinar as interfaces, não resultou em diferença na perda de carga justificando seu uso.

3.4 MODELAGEM MATEMÁTICA COM O CFX 15®

Foi utilizada a ferramenta CFX-Pre 15® do CFX 15® para modelar matematicamente os domínios.

Será apresentado um breve resumo a respeito das principais considerações assumidas.

Todas as variáveis citadas foram implementadas utilizando a *CEL* (*CFX Expression Language*).

3.4.1 DEFINIÇÕES BÁSICAS (*BASIC SETTINGS*)

As fases ar e água foram caracterizadas através dos fluidos *Air at 25 C* e *Water*, respectivamente, presentes na opção *Material Library*.

A fase ar foi considerada a dispersa e o diâmetro de suas partículas (bolhas) igual a *Db*. Esta variável foi definida como sendo igual ao diâmetro dos orifícios da bandeja.

A caracterização das fases ar e água é mostrada na Tabela 5.

Tabela 5: Caracterização das fases ar e água.

Fluid and Particle Definitions		
air	*Material*	*Air at 25 C*
	Morphology	*Dispersed Fluid*
	Mean Diameter	*Db*
water	*Material*	*Water*
	Morphology	*Continuous Fluid*

Todos os domínios foram considerados como estando à pressão atmosférica no nível do mar (101325 Pa) e à temperatura de 25°C.

A influência do campo gravitacional no comportamento fluidodinâmico das fases foi modelada através da opção *Buoyant* do *Buoyancy Model*. A densidade de referência foi considerada igual a densidade do ar (*dair*), assumida 1,185 kg/m³.

3.4.2 MODELOS DE FLUIDOS (*FLUID MODELS*)

3.4.2.1 MULTIFÁSICO (*MULTIPHASE*)

O *Free Surface Model* em sua opção *Standard* foi escolhido de forma a permitir que o domínio fosse dividido em regiões com predominância de uma das duas fases.

3.4.2.2 TRANSFERÊNCIA DE CALOR (*HEAT TRANSFER*)

O escoamento foi considerado isotérmico e à temperatura de 25°C.

3.4.2.3 TURBULÊNCIA (*TURBULENCE*)

A turbulência das fases foi modelada através da abordagem homogênea com a opção *k-Epsilon* e funções de parede do tipo *Scalable*.

3.4.3 MODELOS ESPECÍFICOS DE FLUIDOS (*FLUID SPECIFIC MODELS*)

A opção *Density Difference* foi escolhida para caracterizar o *Buoyancy Model.*

3.4.4 MODELOS DE PARES DE FLUIDOS (*FLUID PAIR MODELS*)

As opções *Particle Model* e *Drag Coefficient* foram escolhidas para modelar a transferência de quantidade de movimento entre as fases, conforme já apresentado nos ítens 2.1.2 e 2.1.3.

A caracterização dos aspectos relacionados à transferência interfacial de quantidade de movimento pode ser consultada da Tabela 6.

Tabela 6: Caracterização dos aspectos relacionados à transferência interfacial de quantidade de movimento.

Fluid Pair Models		
Interphase Transfer	*Particle Model*	
Momentum Transfer	*Drag Force*	*Drag Coefficient = dragc*

O coeficiente de arraste (*Drag Coefficient*) foi caracterizado através da variável *dragc*, a qual foi definida pela seguinte expressão:

dragc= K0(4/3)*((dwater-dair)/dwater)*g*Db*((air.VolumeFraction)^2)/*
/(((air.Superficial VelocityX)^2)+((air.SuperficialVelocityY)^2)+
+((air.SuperficialVelocityZ)^2) +10^{-7}[m^2s^-2]) (59)

Onde *dwater* é a densidade da água, assumida 998 kg/m³, e *g* é o módulo da aceleração da gravidade.

A expressão acima é derivada da equação (24) com três modificações:

- K0 é o parâmetro com o qual se pretende contemplar o efeito da forma de bolhas não-esféricas no coeficiente de arraste. É definido como sendo a razão entre a área de seção reta de uma bolha esférica de diâmetro Db e a área projetada na direção do escoamento de uma bolha não-esférica de mesmo volume. Inicialmente, foi considerado igual a 1,0 em todas as simulações. Posteriormente, foi reduzido para 0,7 nas simulações dos arranjos com 9,1 e 13,3 % de área perfurada e cargas de líquido sobre o vertedor de 8,8 e 15 gpm/in onde os resultados superestimavam, ao menos moderadamente, as previsões das correlações. Foi considerado que vazões de líquido mais elevadas favorecem a deformação das bolhas, a não ser que a velocidade do ar nos orifícios seja elevada o suficiente para anular este efeito.

- a fração volumétrica do ar na água (*air.VolumeFraction*) e sua velocidade superficial (*air.Superficial Velocity*) não estão mais associadas através de uma correlação empírica como, por exemplo, a de Bennett et al (1983). Deu-se liberdade ao modelo para que estes valores fossem determinados a partir da resolução numérica das equações de conservação. Esta modificação foi fundamental para permitir a convergência da perda de carga na bandeja para os arranjos simulados.

- a quantidade 10^{-7} m²/s² foi somada ao denominador da fração para impedir sua divergência durante a inicialização do domínio isento de ar, visto que sua velocidade superficial seria nula ou muito próxima de zero.

3.4.5 CONDIÇÕES DE CONTORNO (*BOUNDARY CONDITIONS*)

3.4.5.1 ENTRADAS DE AR (*AIRINLET*)

As condições de contorno (c.c.'s) do tipo *airinlet* foram caracterizadas através das seguintes informações:

- assumindo regime de escoamento subsônico na c.c..

- pelo módulo da velocidade de entrada, assumida com direção normal à c.c., *Vair*. Esta variável foi definida pelas seguintes expressões, válidas para bandejas com áreas perfuradas de 4,9, 9,1 e 13,3 %, respectivamente:

Vair = (Csb/0,049)(((dwater-dair)/dair)^0,5)* (60)

Vair = (Csb/0,091)(((dwater-dair)/dair)^0,5)* (61)

Vair = (Csb/0,133)(((dwater-dair)/dair)^0,5)* (62)

Onde *Csb* é o fator de capacidade (m/s).

- pela intensidade de turbulência, assumida com valor igual a 5 %, visto que não se dispunha de qualquer informação a respeito.

- pela fração volumétrica das fases (ar seco isento de água).

3.4.5.2 PAREDES (*WALL*)

As condições de contorno do tipo *wall* foram caracterizadas através das seguintes informações:

- assumindo que não há escorregamento entre as fases e as paredes (*No Slip Wall*).

- assumindo que as paredes são lisas (*Smooth Wall*).

- assumindo que a partição, entre as fases, da tensão cisalhante exercida pelas paredes, é proporcional à fração volumétrica local das fases.

3.4.5.3 ENTRADA DE ÁGUA (*WATERINLET*)

A condição de contorno *waterinlet* foi caracterizada através das seguintes informações:

- assumindo regime de escoamento subsônico na c.c..

- pelo módulo da velocidade de entrada, assumida com direção normal à c.c., Vwater. Esta variável foi definida pela seguinte expressão:

Vwater = wload(6,309*10^-5)*(1/0,0254)*1[m^2 s^-1]/0,04[m]* (63)

Onde *wload* é a carga de líquido sobre o vertedor (gpm/in).

- pela intensidade de turbulência, assumida com valor igual a 5 %, visto que não se dispunha de qualquer informação a respeito.

- pela fração volumétrica das fases (água não aerada isenta de ar).

3.4.5.4 SAÍDA DE AR (*AIROUTLET*)

A condição de contorno *airoutlet* foi caracterizada através das seguintes informações:

- assumindo regime de escoamento subsônico na c.c..

- escolhendo a opção *Opening* para o seu tipo, visto que há recirculação de fluido nas proximidades da c.c..

- escolhendo a opção *Entrainment*, visto que não se dispunha de qualquer informação a respeito da direção do escoamento na c.c., e assumindo uma pressão relativa (estática) de 0 Pa exercida sobre a c.c. - sistema aberto para a atmosfera.

- escolhendo a opção *Zero Gradient* para a modelagem da turbulência.

- assumindo que a fração volumétrica de ar na c.c. é igual a 1.

3.4.5.5 SAÍDA DE ÁGUA (*WATEROUTLET*)

A condição de contorno *wateroutlet* foi caracterizada através das seguintes informações:

- assumindo regime de escoamento subsônico na c.c..

- escolhendo a opção *Opening* para o seu tipo, visto que há recirculação de fluido nas proximidades da c.c..

- escolhendo a opção *Entrainment*, visto que não se dispunha de qualquer informação a respeito da direção do escoamento na c.c., e assumindo uma pressão relativa (estática) exercida sobre a c.c. igual a *IP*. Esta variável foi definida pela seguinte expressão:

*IP= avPairinlet+dwater*g*(h-1,2[m]-z)*step((h-1,2[m]-z)/1[m]) +dwater*g*
*0,0254[m]*0,4*(wload^0,67) +dwater*g*0,0254[m]*0,6*
*((Vwater*1[s m^-1])^2)* (64)

Onde *h* é a altura do vertedor da bandeja (m) e *avPairinlet* é a pressão média nas entradas de ar, a qual é dada pela expressão abaixo:

avPairinlet=
(1/14)(areaAve(TotalPressure)@airinlet1+areaAve(TotalPressure)@airinlet2+*
+areaAve(TotalPressure)@airinlet3+areaAve(TotalPressure)@airinlet4+
+areaAve(TotalPressure)@airinlet5+areaAve(TotalPressure)@airinlet6+
+areaAve(TotalPressure)@airinlet7+areaAve(TotalPressure)@airinlet8+
+areaAve(TotalPressure)@airinlet9+areaAve(TotalPressure)@airinlet10+
+areaAve(TotalPressure)@airinlet11+areaAve(TotalPressure)@airinlet12+
+areaAve(Total Pressure)@airinlet13+areaAve(Total Pressure)@airinlet14) (65)

O segundo, terceiro e quarto termos da equação 64 representam, respectivamente, as contribuições da altura do vertedor, da altura da crista de líquido sobre o vertedor e da perda de carga sob a folga do *downcomer*, de acordo com Lieberman e Lieberman (2003).

- escolhendo a opção *Zero Gradient* para a modelagem da turbulência.

- assumindo que a fração volumétrica de ar na c.c. é igual a 0.

3.4.6 *SOLVER*

O método *Upwind* foi escolhido, por sua maior robustez, para a resolução numérica das equações de conservação.

Foram utilizados passos de tempo (*Physical Timescale*) de 0,0005, 0,0001 ou 0,00005 s e um máximo de 1000 iterações por rodada de simulação.

O critério de convergência utilizando resíduo do tipo *RMS* (*root mean square* - raiz do desvio quadrático médio) foi escolhido, mas o valor definido, 0,0001, não foi alcançado por todas as equações em nenhuma das simulações, conforme já antecipado. Alternativamente, considerava-se uma simulação convergida quando os resíduos das equações não mais variavam, o número total de iterações era superior a 5000, o módulo do erro de fechamento do balanço material global, representado pela variável *balmat*, a qual é definida pela expressão abaixo, era inferior a 10 %,

balmat=
100(massFlow()@airinlet1+massFlow()@airinlet2+massFlow()@airinlet3*
+massFlow()@airinlet4+massFlow()@airinlet5+massFlow()@airinlet6
+massFlow()@airinlet7+massFlow()@airinlet8+massFlow()@airinlet9
+massFlow()@airinlet10+massFlow()@airinlet11+massFlow()@airinlet12
+massFlow()@airinlet13+massFlow()@airinlet14+massFlow()@waterinlet
+massFlow()@airoutlet+massFlow()@wateroutlet)/(massFlow()@airinlet1
+massFlow()@airinlet2+massFlow()@airinlet3+massFlow()@airinlet4
+massFlow()@airinlet5+massFlow()@airinlet6+massFlow()@airinlet7
+massFlow()@airinlet8+massFlow()@airinlet9+massFlow()@airinlet10
+massFlow()@airinlet11+massFlow()@airinlet12+massFlow()@airinlet13
+massFlow()@airinlet14+massFlow()@waterinlet) (66)

e, por fim, a convergência das variáveis monitoradas abaixo era alcançada:

dP=avPairinlet-areaAve(TotalPressure)@airoutlet (67)

Onde *dP* é o diferencial de pressão no domínio (entre as entradas e a saída de ar).

*hcl=1000*dP/(2*dwater*g)* (68)

Onde *hcl* é a perda de carga total (média) em uma bandeja (mm H_2O).

*waterAIR=100*areaAve(water.VolumeFraction)@airoutlet* (69)

Onde *waterAIR* é o percentual de água no ar que deixa o domínio (% em volume).

*airWATER=100*areaAve(air.VolumeFraction)@wateroutlet* (70)

Onde *airWATER* é o percentual de ar na água que deixa o domínio (% em volume).

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 PERDA DE CARGA NA BANDEJA SECA

Para cada simulação ar/água concluída foi realizada uma simulação somente com o ar, à mesma vazão da bifásica, para a determinação da perda de carga na bandeja seca. A análise da Figura 18 e da Tabela 7 permite concluir que os resultados das simulações superestimam as previsões da correlação de Lieberman e Lieberman (2003) entre 15 e 43 %. A análise da Tabela 7 e da Figura 19 sugere que o desvio (*bypass*) de parte da vazão de ar pelo *downcomer* aumenta em velocidades mais elevadas.

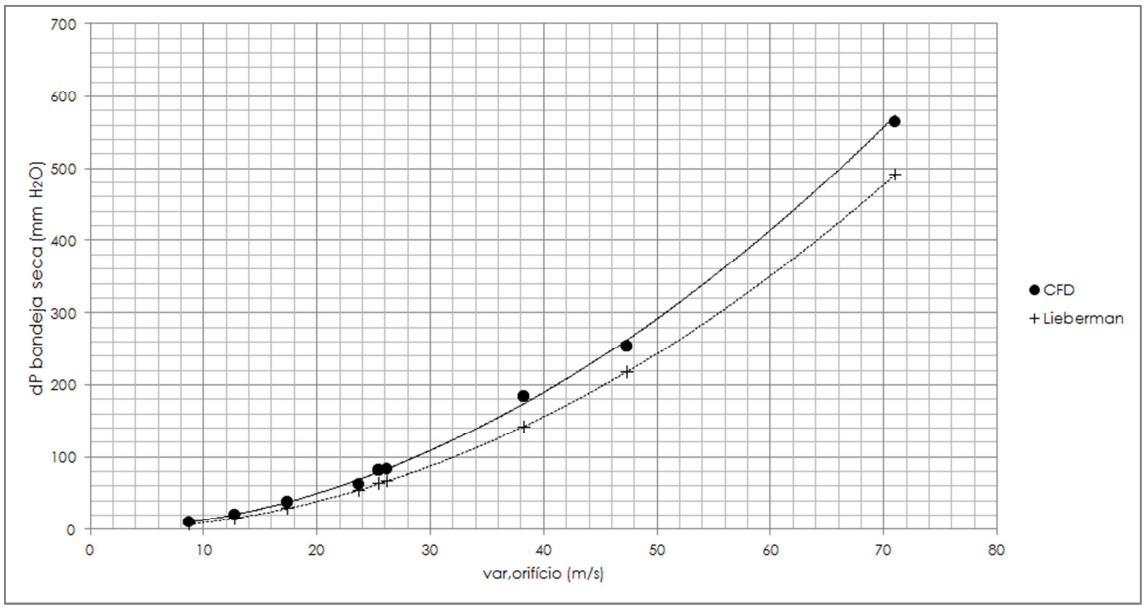

Figura 18: Comparação entre a perda de carga obtida nas simulações e as previsões da correlação.

Tabela 7: Comparação entre a perda de carga obtida nas simulações e as previsões da correlação para os valores de velocidade simulados.

Vel. orifício (m/s)	dP bandeja seca (mm H2O)		Δ (mm H2O)	Erro (%)
	CFD	correlação		
8,7	10	7	3	43
12,7	21	16	5	31
17,4	38	30	8	27
23,7	63	55	8	15
25,5	81	63	18	29
26,2	84	67	17	25
38,2	183	142	41	29
47,4	253	218	35	16
71,0	565	491	74	15

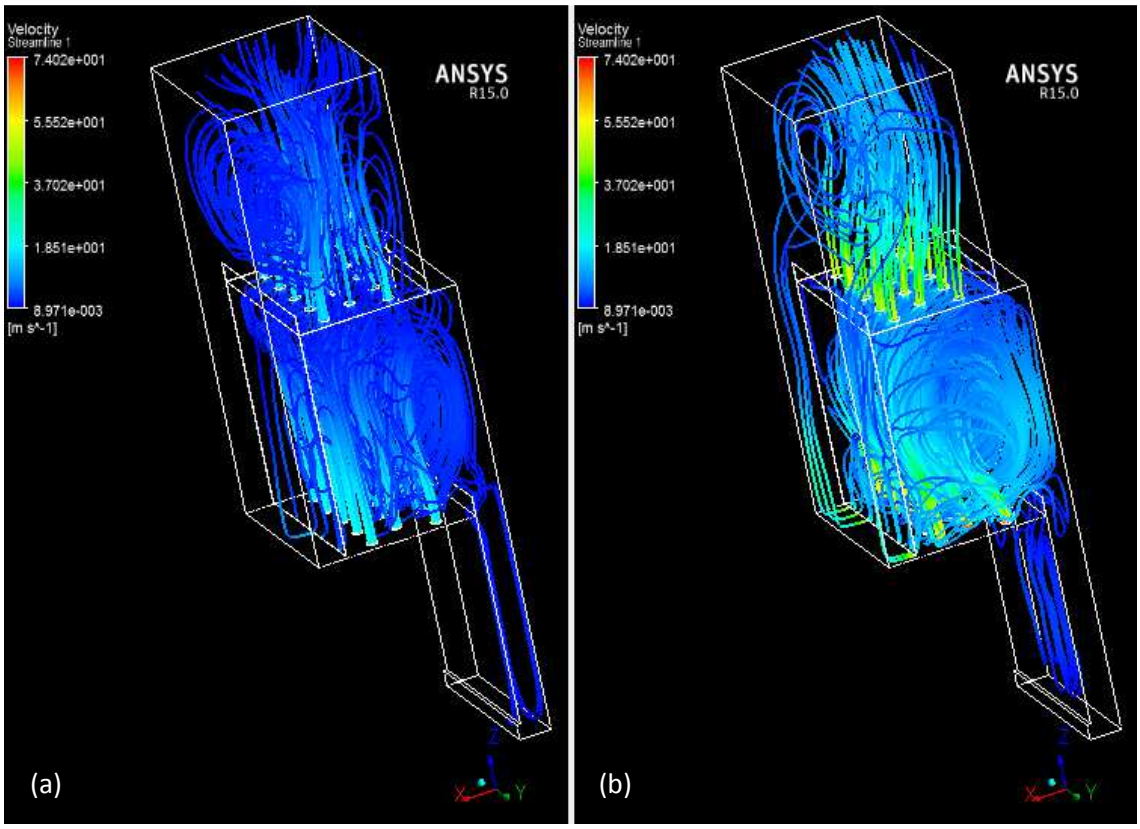

Figura 19: Linhas de corrente (*Streamlines*) do ar para o arranjo com 4,9 % de área perfurada e vertedor de 0,050 m. (a) - var,orifício = 23,7 m/s. (b) - var,orifício = 71,0 m/s.

4.2 PERDAS DE CARGA TOTAL E DEVIDO À PRESENÇA DA DISPERSÃO BIFÁSICA

Nos ítens 4.2.1 a 4.2.9 serão apresentados os resultados obtidos através das simulações para as perdas de carga total e devido à presença da dispersão bifásica sobre a bandeja, esta última resultante da diferença entre a primeira e a perda de carga na bandeja seca.

Os resultados foram comparados às previsões das correlações de Zuiderweg (1982), e, em alguns casos, às previsões da correlação de Békássy-Molnar e Mustafa (1991), visto que esta diferencia entre os regimes operacionais. As outras correlações apresentaram previsões semelhantes à de Zuiderweg (1982) e não serão exibidas.

O erro percentual do resultado da simulação calculado com base na previsão da correlação será informado, quando pertinente.

As correlações de Lieberman e Lieberman (2003) e a apresentada por Fasesan (1987) foram utilizadas para as previsões da perda de carga na bandeja seca e da perda de carga devido à tensão superficial do líquido (formação de bolhas), respectivamente.

4.2.1 ARRANJO COM 4,9 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,040 m

A análise da Figura 20 mostra que há boa concordância entre o resultado da simulação e o valor previsto pelas correlações. A análise da Figura 21 mostra que o resultado da simulação superestima a previsão da correlação de Zuiderweg (27 %), mas é próximo à previsão da correlação de Békássy-Molnar e Mustafa para o regime misto (-4 %).

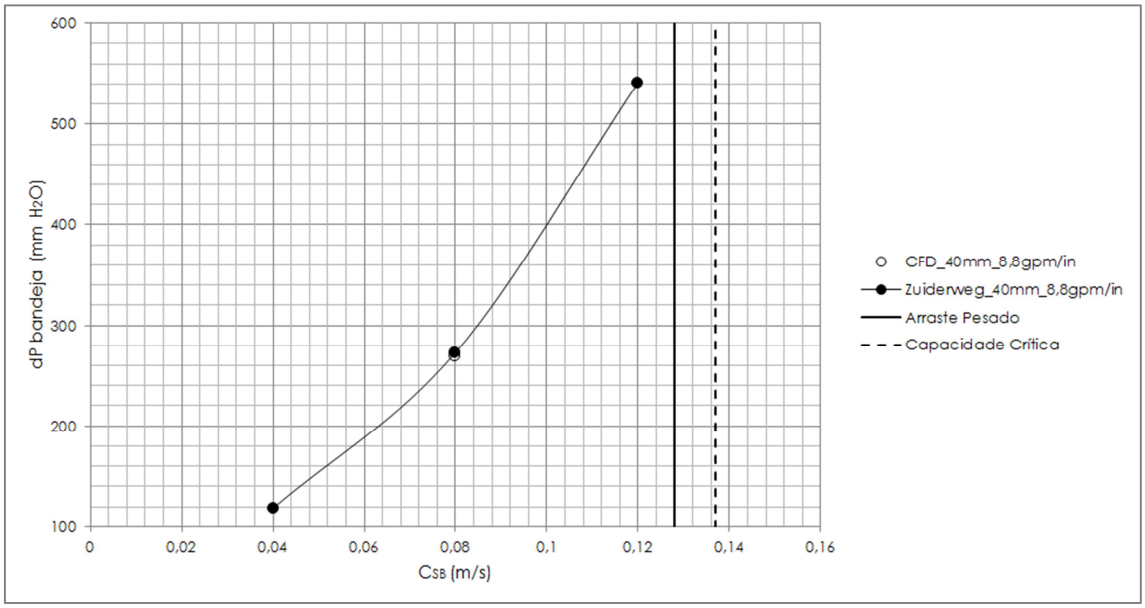

Figura 20: Comparação entre o resultado da simulação e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja.

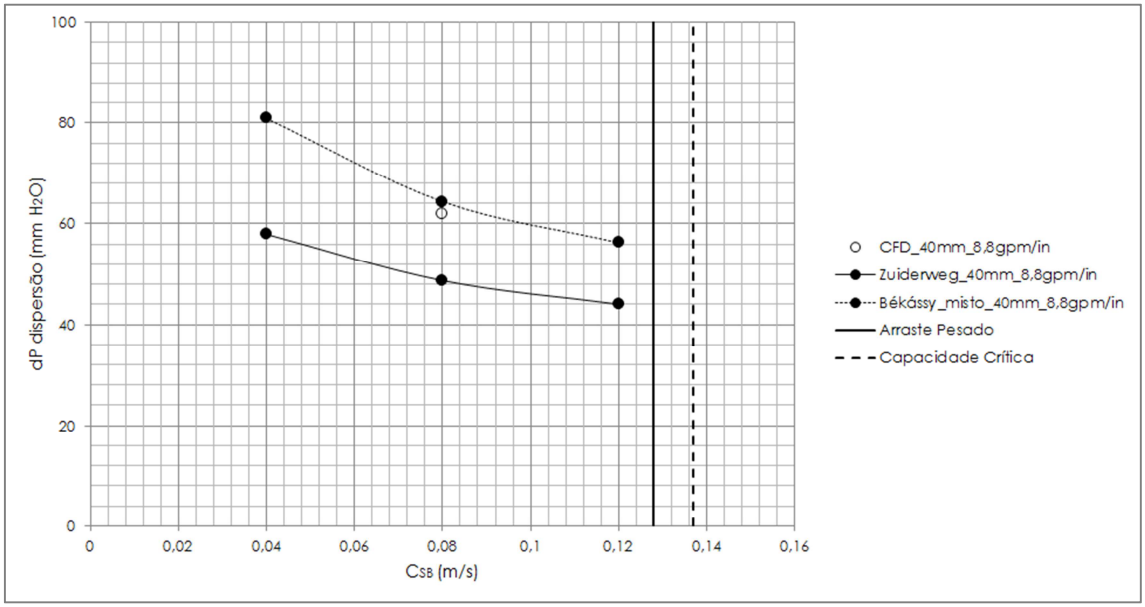

Figura 21: Comparação entre o resultado da simulação e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão.

4.2.2 ARRANJO COM 4,9 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,050 m

A análise da Figura 22 mostra dois resultados mais destoantes (-18 e -25 %) que podem ser explicados pelo desvio de parte da vazão de ar pelo *downcomer*, mesmo na presença de água, o que já não ocorre quando a vazão de líquido é significativamente maior (15 gpm/in). A análise da Figura 23 mostra que há boa concordância entre os resultados das simulações e os valores previstos, considerando o "envelope" formado pelas correlações de Zuiderweg e Békássy-Molnar e Mustafa para o regime misto.

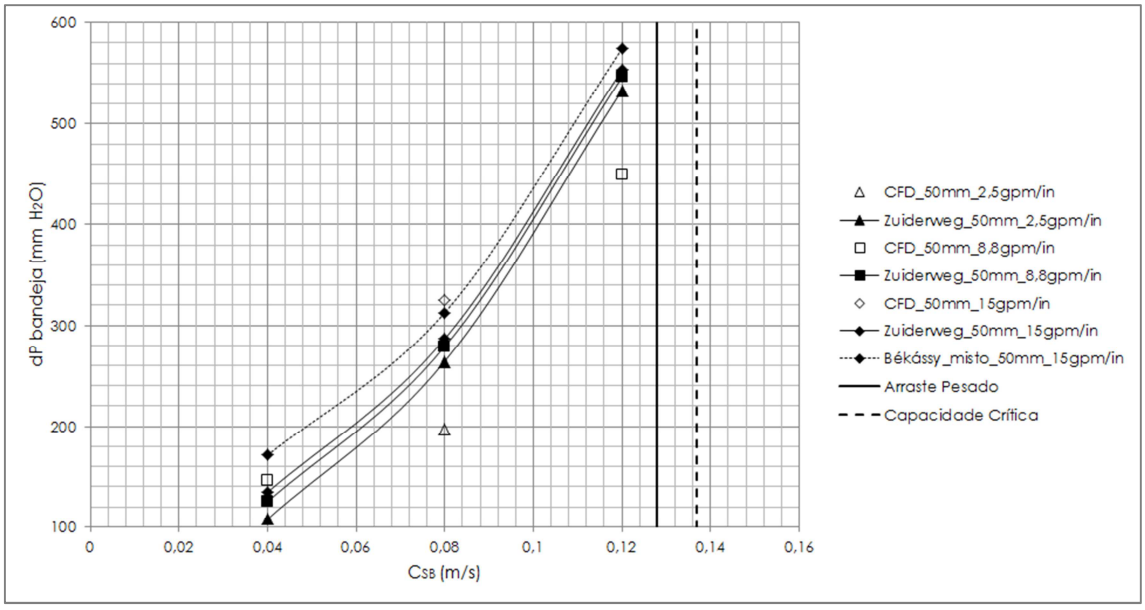

Figura 22: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja.

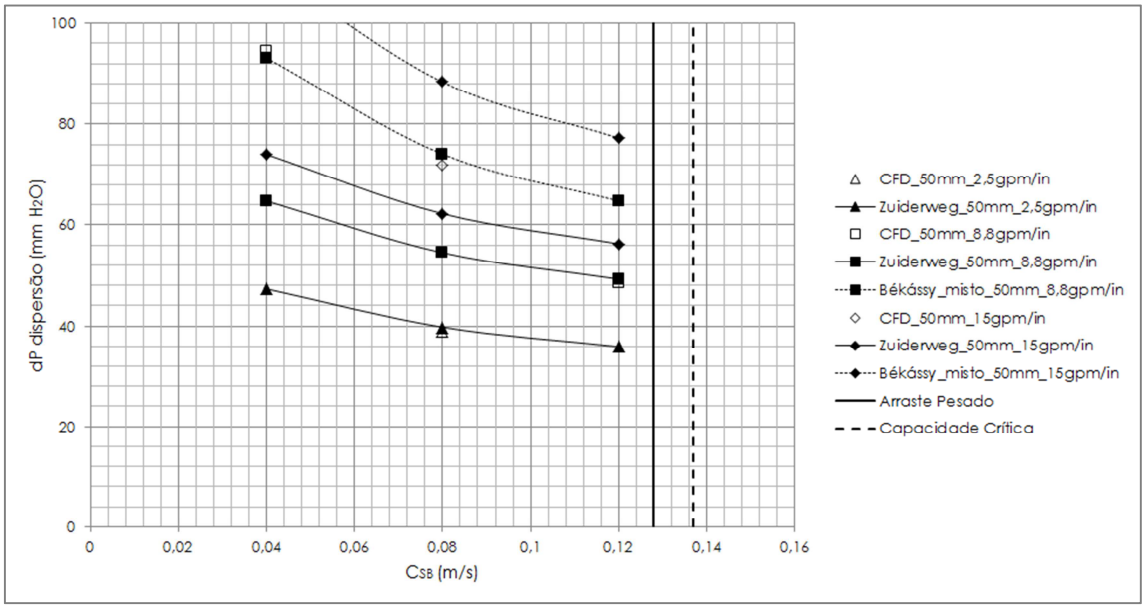

Figura 23: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão.

A análise das Figuras 24 e 25 (a) ratifica o comentário do parágrafo anterior: algumas linhas de corrente do ar desviam pelo *downcomer* para 2,5 gpm/in, o que já não é observado para 15 gpm/in.

De fato, o regime misto parece descrever melhor o mecanismo de transporte da dispersão através dos vertedores, conforme pode ser observado na Figura 25 (b).

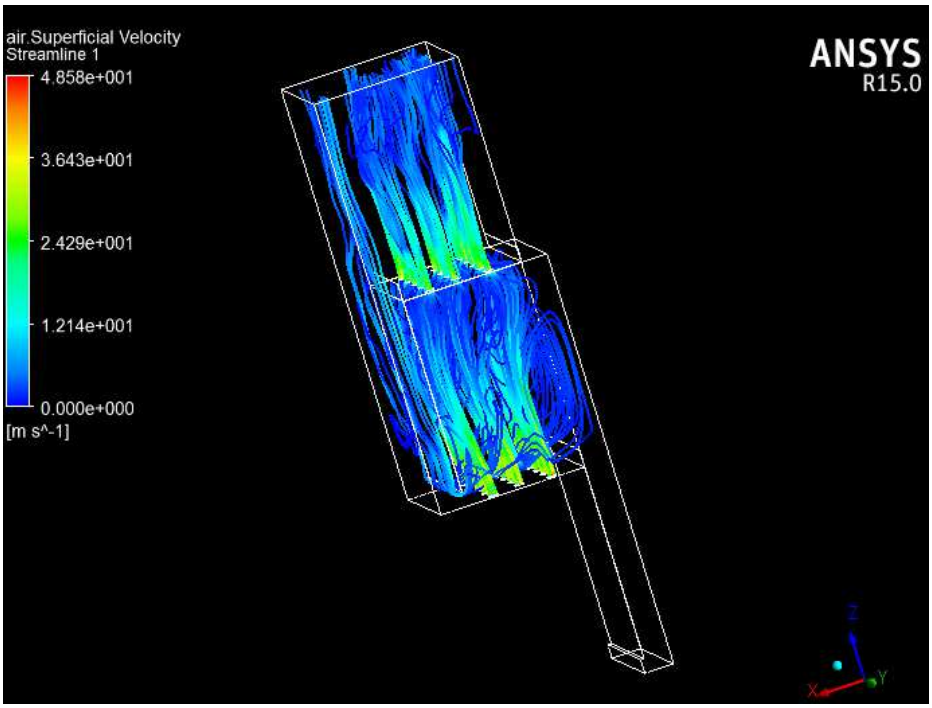

Figura 24: Linhas de corrente do ar para 2,5 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

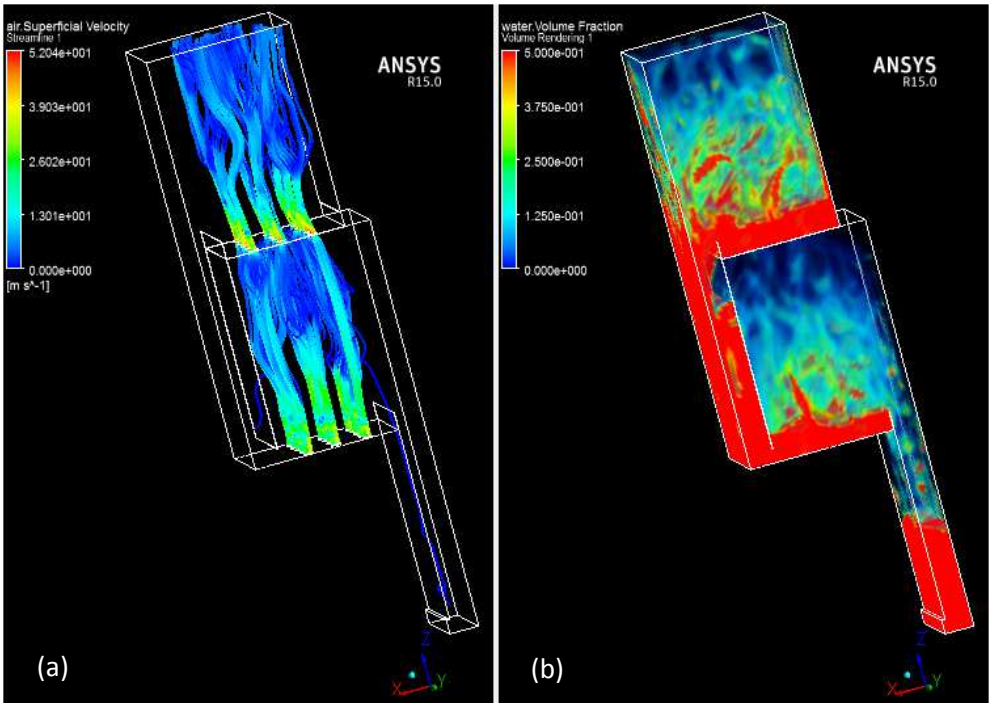

Figura 25: (a) - Linhas de corrente do ar para 15 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s. (b) - Fração volumétrica de água para 15 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

4.2.3 ARRANJO COM 4,9 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,060 m

A análise da Figura 26 mostra que há boa concordância entre o resultado da simulação e o valor previsto pelas correlações. A análise da Figura 27 mostra que o resultado da simulação superestima a previsão da correlação de Zuiderweg (25 %), mas é mais próximo à previsão da correlação de Békássy-Molnar e Mustafa para o regime misto (-10 %).

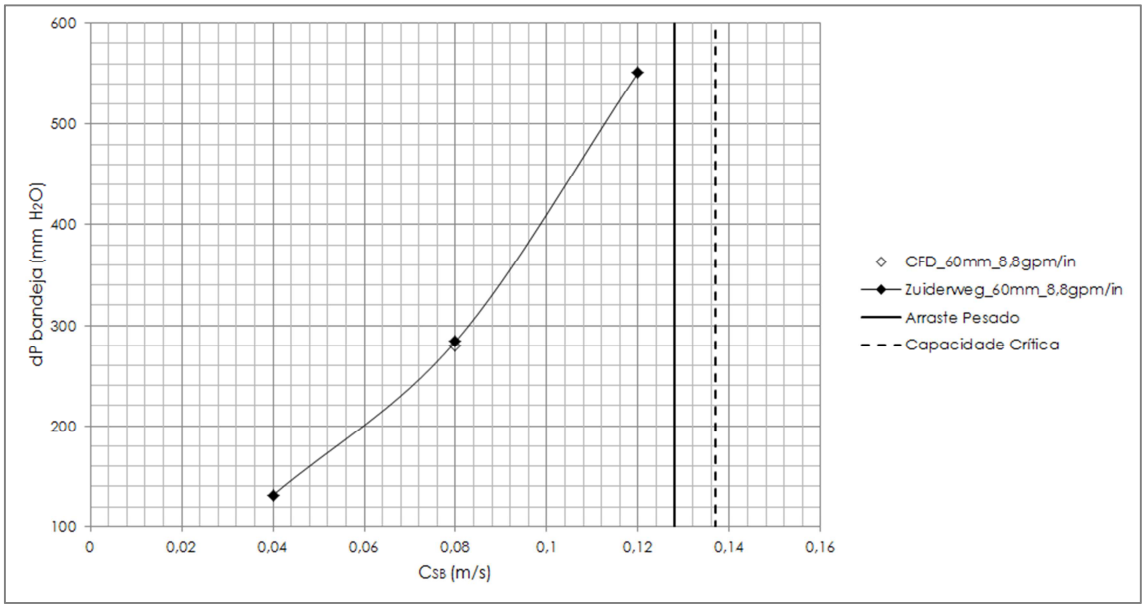

Figura 26: Comparação entre o resultado da simulação e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja.

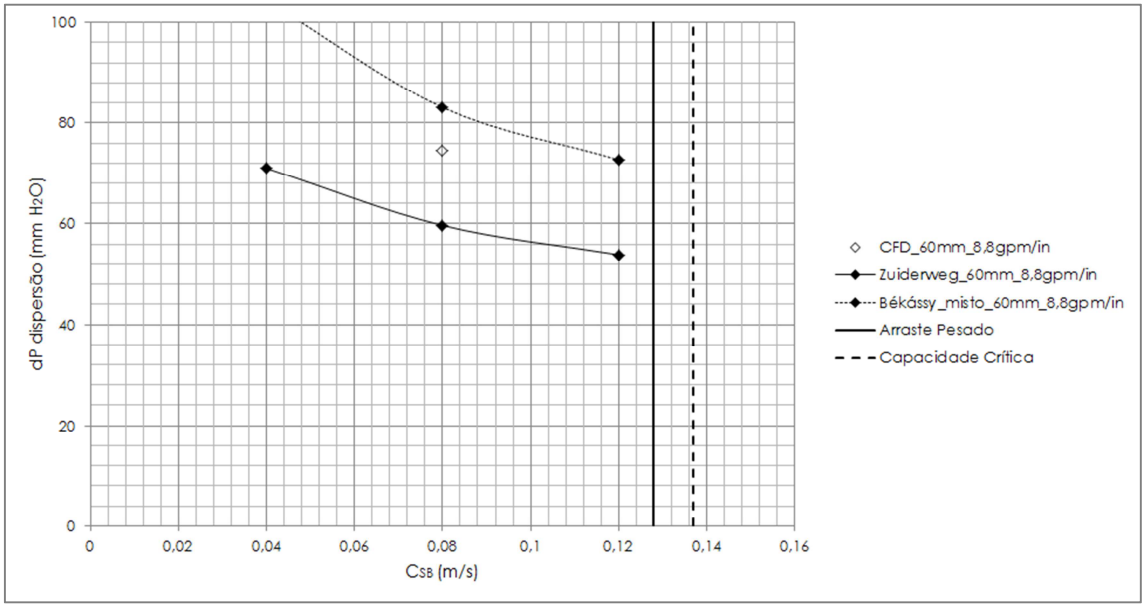

Figura 27: Comparação entre o resultado da simulação e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão.

4.2.4 ARRANJO COM 9,1 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,040 m

A análise da Figura 28 mostra que os resultados das simulações para 8,8 e 15 gpm/in superestimam os valores previstos entre 10 e 28 %; para 2,5 gpm/in, entretanto, o resultado subestima a previsão (-6 %). Já para a Figura 29, os resultados para 15 e 8,8 gpm/in (C_{SB} = 0,040 m/s) superestimam as previsões em 38 e 29 %, respectivamente; para 2,5 gpm/in, entretanto, o resultado subestima a previsão (-7 %), e para 8,8 gpm/in (C_{SB} = 0,120 m/s) a previsão de Békássy é superestimada (15 %).

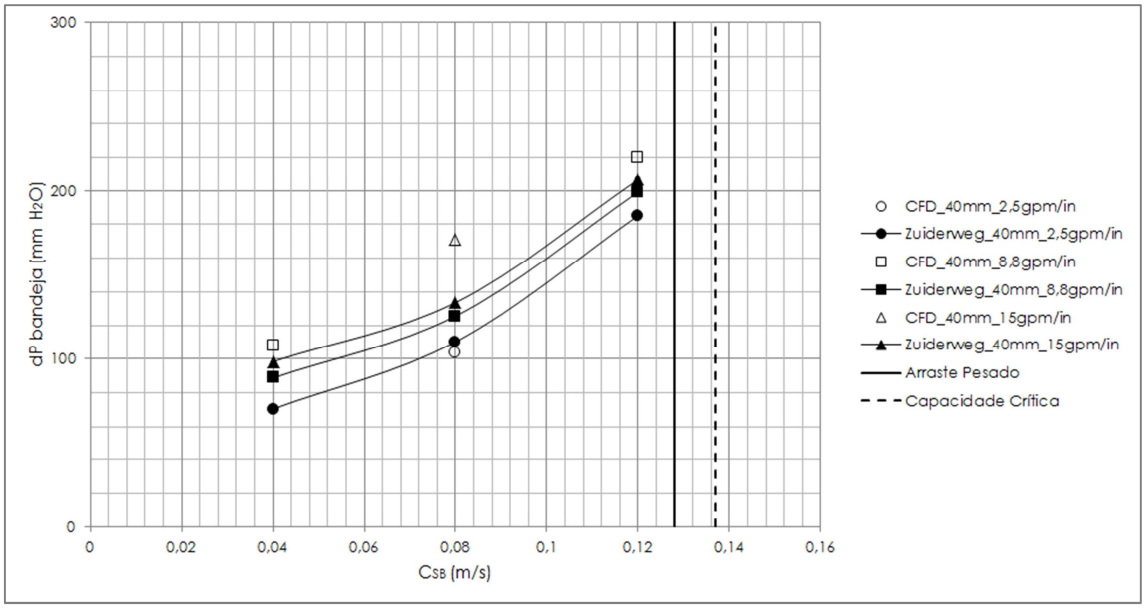

Figura 28: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja.

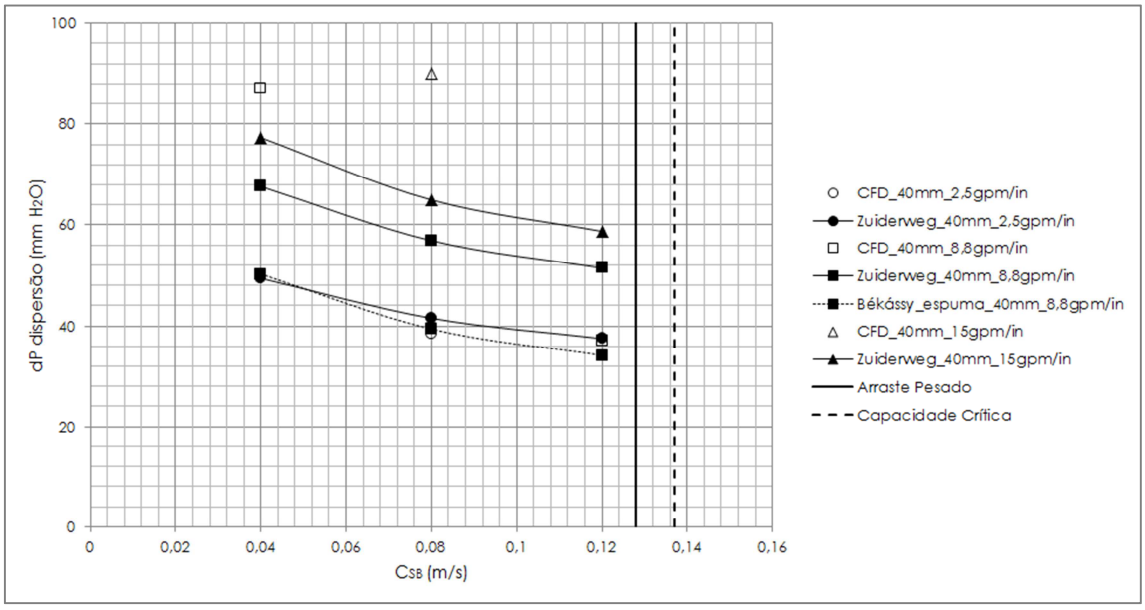

Figura 29: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão.

A análise da Figura 30 (a) mostra que parece haver alguma restrição à entrada da dispersão no *downcomer* (*choke*), o que aumentaria a altura desta na bandeja e poderia explicar a diferença entre os resultados das simulações e as previsões das correlações, as quais não têm como contemplar tal fenômeno. Isto não foi observado para os arranjos com 4,9 % de área perfurada devido às maiores velocidades do ar nos orifícios favorecerem o desenvolvimento do regime misto (espuma + *spray*), o qual tende a "aliviar" o *downcomer* e impedir que o *choke* ocorra. Ver as Figuras 12 e 25 (b).

A análise da Figura 30 (b) mostra que ainda parece haver alguma restrição à entrada da dispersão no *downcomer*, principalmente na bandeja superior, mas esta é menor. De fato, o regime de espuma parece descrever melhor o mecanismo de transporte da dispersão através dos vertedores: há um "filme" de líquido aerado (espuma) que escoa por sobre o vertedor para o *downcomer*.

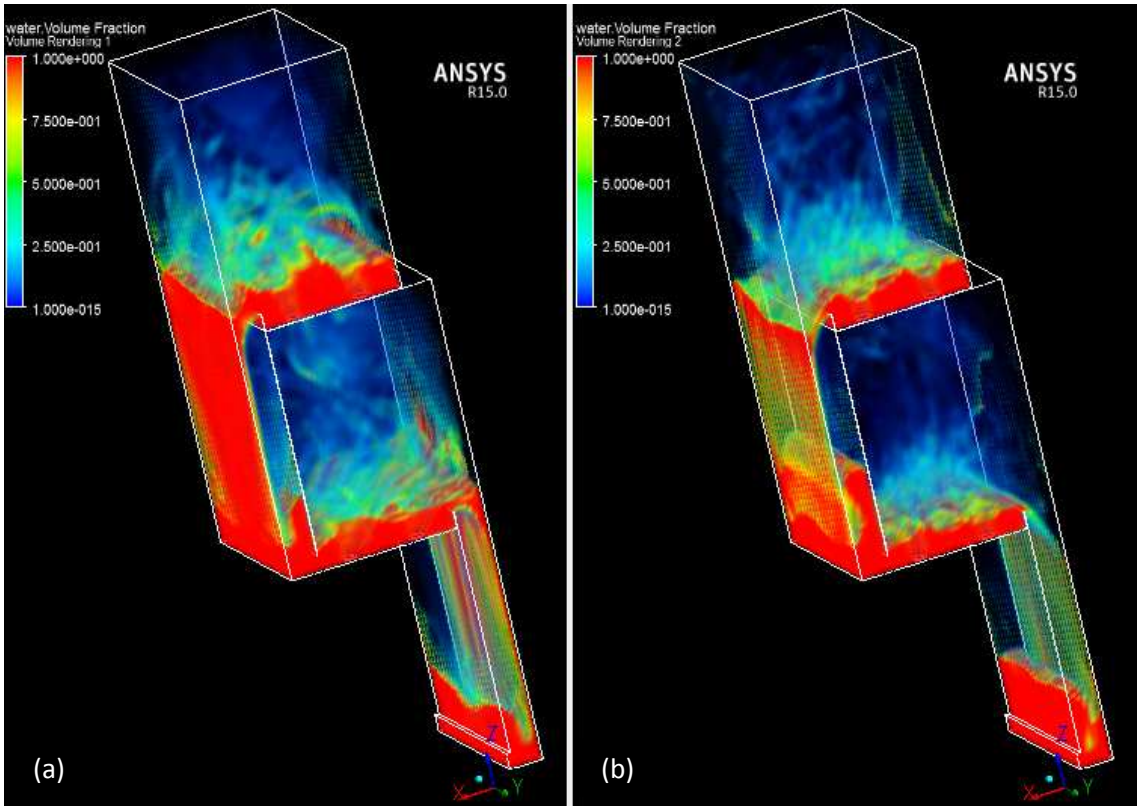

Figura 30: (a) - Fração volumétrica de água para 15 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s. (b) - Fração volumétrica de água para 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,12 m/s.

4.2.5 ARRANJO COM 9,1 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,050 m

A análise da Figura 31 mostra que os resultados das simulações para 8,8 e 15 gpm/in superestimam os valores previstos entre 14 e 22 %; para 2,5 gpm/in, entretanto, um dos resultados superestima o valor previsto (C_{SB} = 0,040 m/s) em 11 % e o outro subestima o valor previsto (C_{SB} = 0,120 m/s) em -14 %. A análise da Figura 32 mostra que todos os resultados superestimam os valores previstos entre 16 e 26 %; a única exceção é para 15 gpm/in e C_{SB} = 0,120 m/s, onde o valor é subestimado (-9 %).

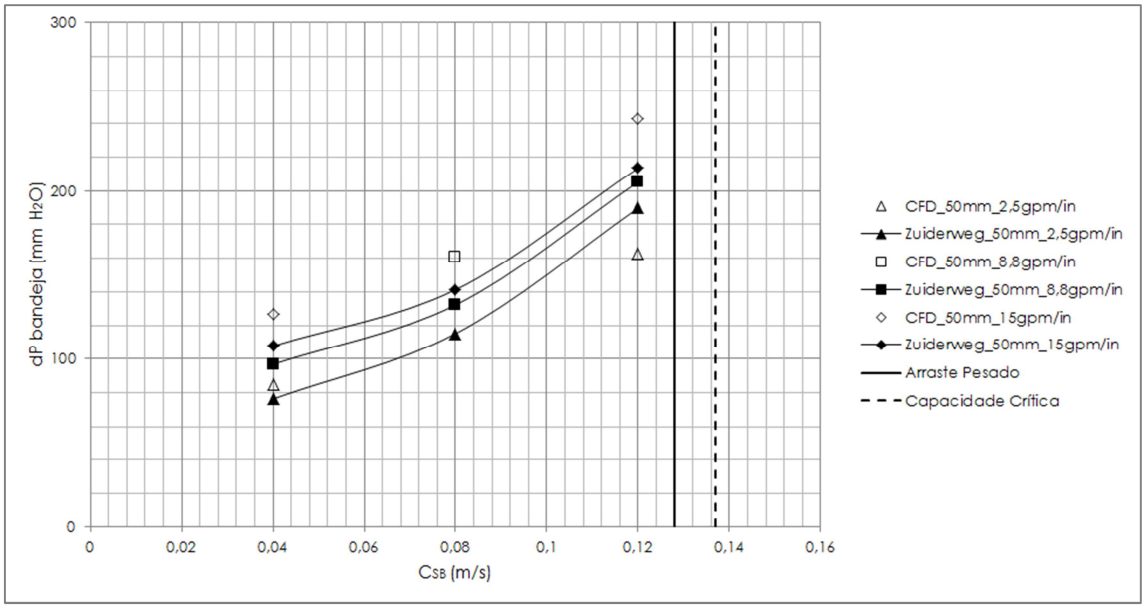

Figura 31: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja.

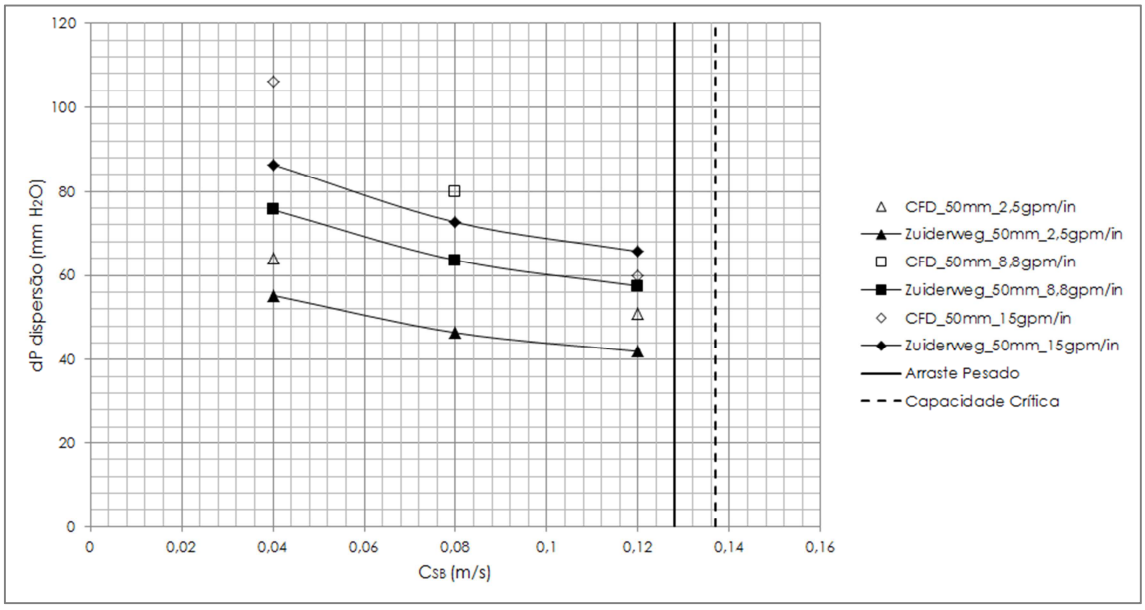

Figura 32: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão.

4.2.6 ARRANJO COM 9,1 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,060 m

A análise da Figura 33 mostra que os resultados das simulações para 15 e 8,8 gpm/in superestimam os valores previstos entre 5 e 31 %; para 2,5 gpm/in, porém, a previsão é subestimada (-2 %). Já para a Figura 34, vê-se que os resultados superestimam os valores previstos, mas em diferentes graus: 2,5 gpm/in: 1,2 %; 8,8 gpm/in: 6 (C_{SB} = 0,040 m/s) e 13 %; 15 gpm/in: 42 %.

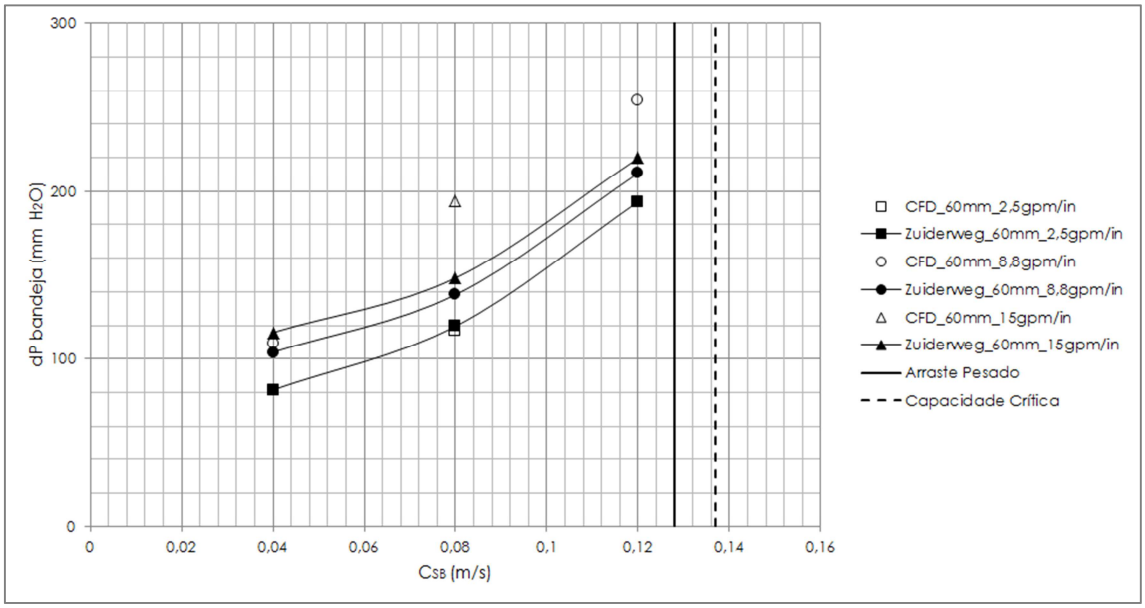

Figura 33: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja.

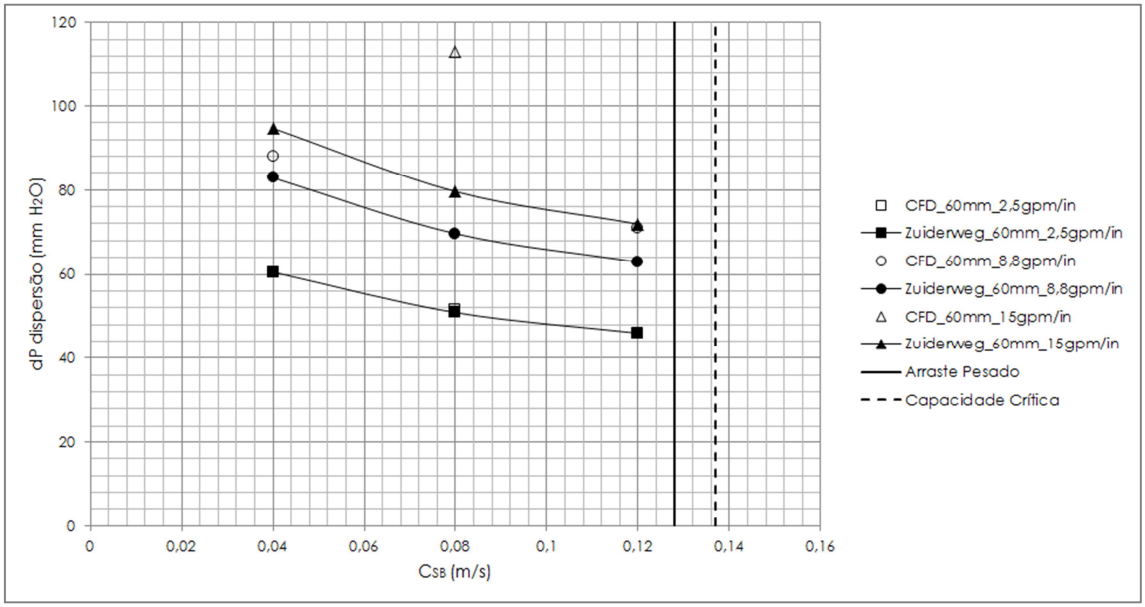

Figura 34: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão.

4.2.7 ARRANJO COM 13,3 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,040 m

A análise da Figura 35 mostra que o resultado da simulação superestima o valor previsto (12 %). Da mesma forma, a análise da Figura 36 mostra que o resultado da simulação também superestima a previsão da correlação (14 %).

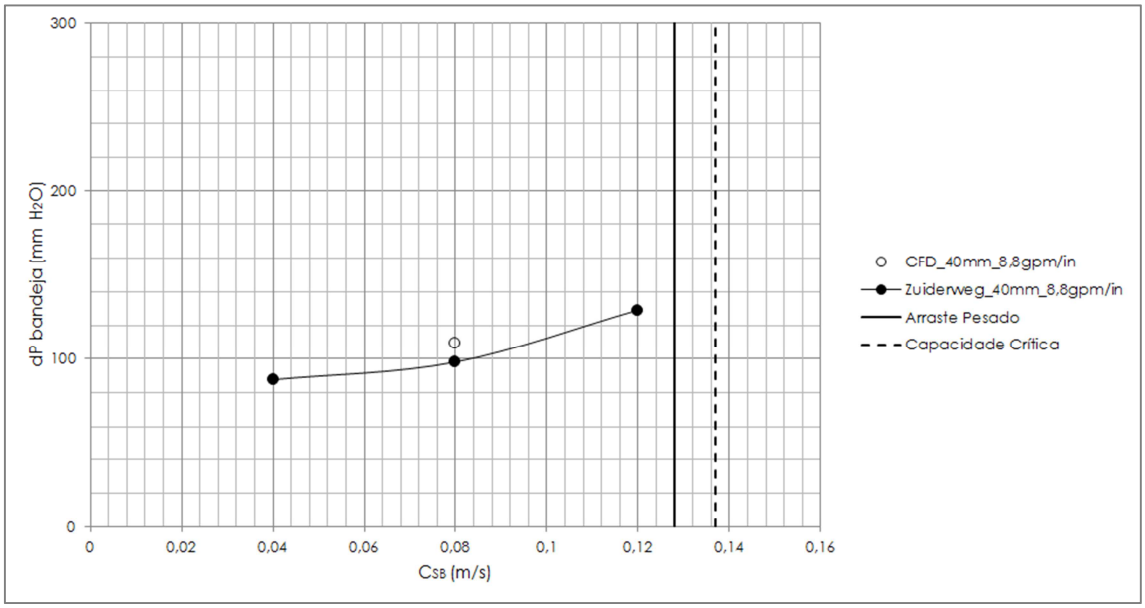

Figura 35: Comparação entre o resultado da simulação e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja.

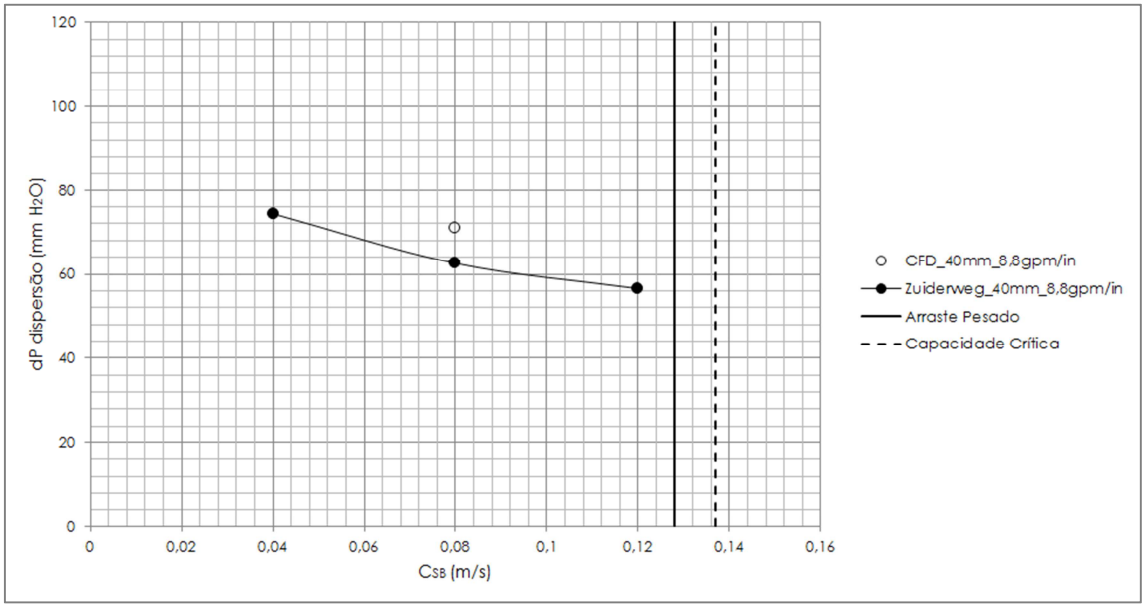

Figura 36: Comparação entre o resultado da simulação e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão.

4.2.8 ARRANJO COM 13,3 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,050 m

A análise da Figura 37 mostra que os resultados das simulações para 8,8 e 15 gpm/in superestimam os valores previstos entre 16 e 26 %; para 2,5 gpm/in, ao contrário, o resultado subestima o valor previsto pela correlação de Zuiderweg em -40 % e o previsto pela correlação de Békássy-Molnar e Mustafa para o regime de espuma em -17 %. Comportamento semelhante é observado na Figura 38, porém com erros amplificados em relação às previsões.

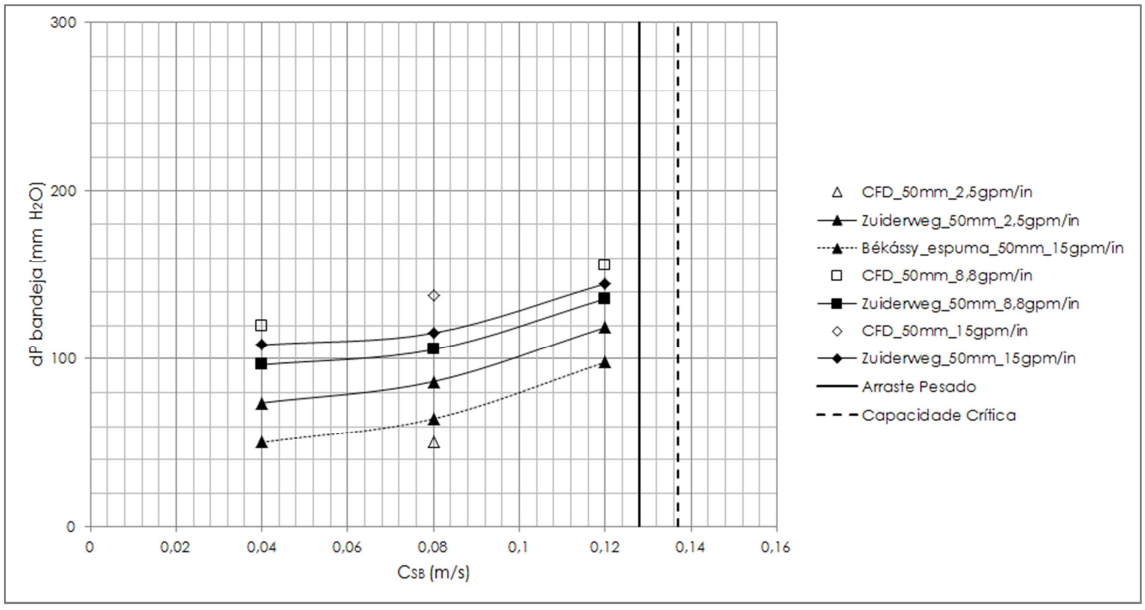

Figura 37: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja.

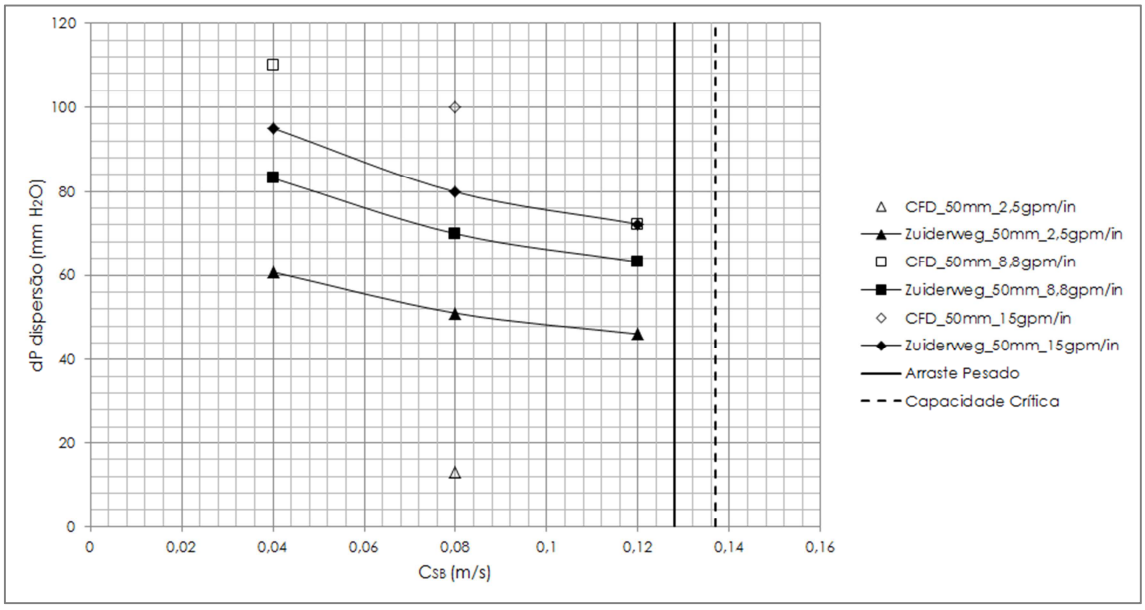

Figura 38: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão.

A análise da Figura 39 permite explicar o motivo pelo qual o resultado da simulação para 2,5 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s subestima, significativamente, a previsão da correlação: a bandeja inferior está quase seca, o que já não é observado para o arranjo com 4,9 % de área perfurada e condições operacionais idênticas. Isto ocorre pois a maior área perfurada favorece a "atomização" do líquido admitido à bandeja, principalmente quando as vazões de líquido são baixas, o que é o caso. Neste caso, o regime de *spray* é favorecido e o mecanismo de transporte da dispersão ocorre como pode ser observado nas bandejas inferiores de ambos arranjos: as gotículas são "arremessadas" por sobre o vertedor, se chocam contra a parede oposta e "escorrem" em direção ao *downcomer*.

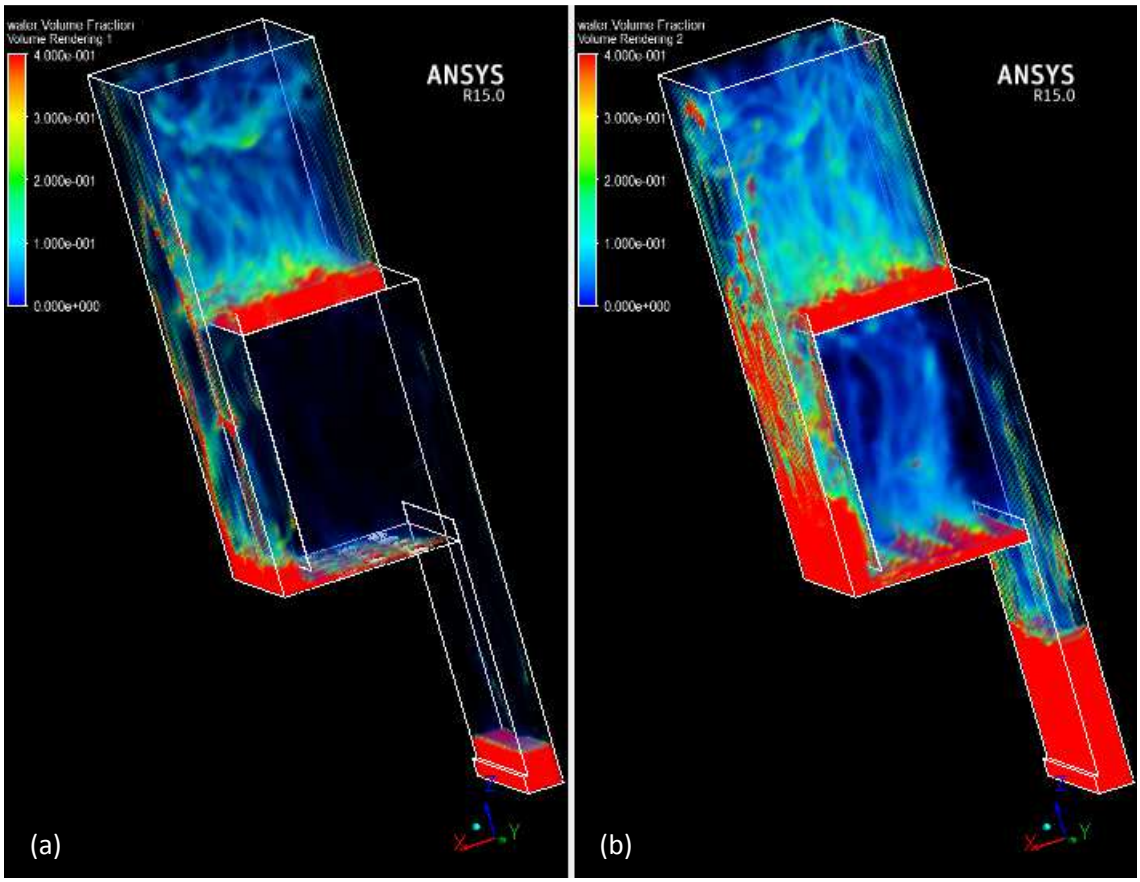

Figura 39: Fração volumétrica de água para 2,5 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s. (a) 13,3 % de área perfurada. (b) 4,9 % de área perfurada.

4.2.9 ARRANJO COM 13,3 % DE ÁREA PERFURADA E VERTEDOR DE 0,060 m

A análise da Figura 40 mostra que o resultado da simulação superestima o valor previsto (13 %). Da mesma forma, a análise da Figura 41 mostra que o resultado da simulação também superestima a previsão da correlação (15 %).

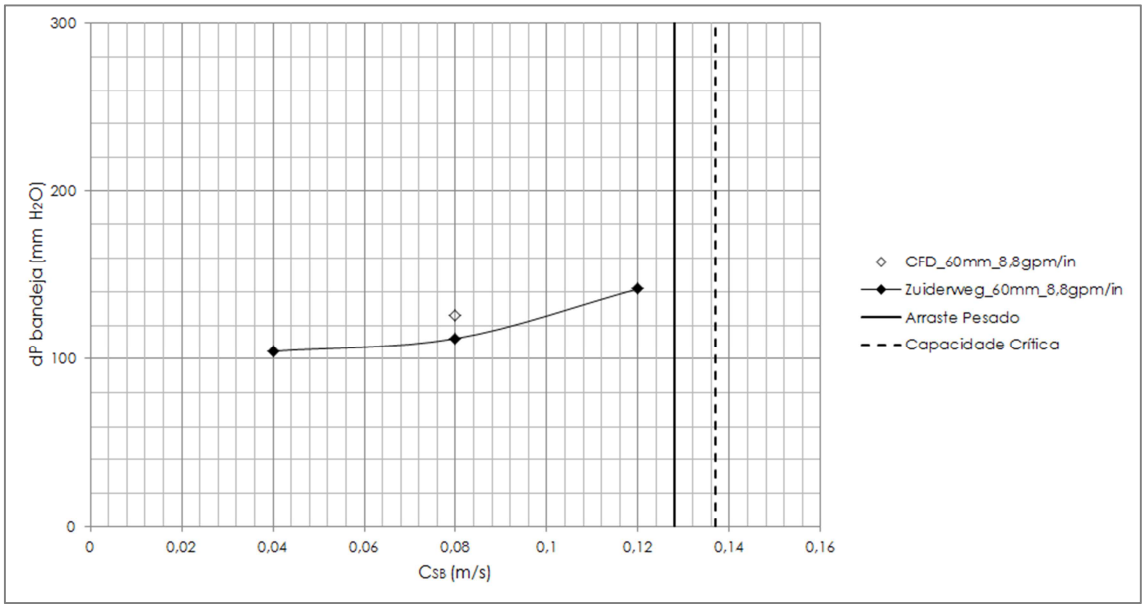

Figura 40: Comparação entre o resultado da simulação e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja.

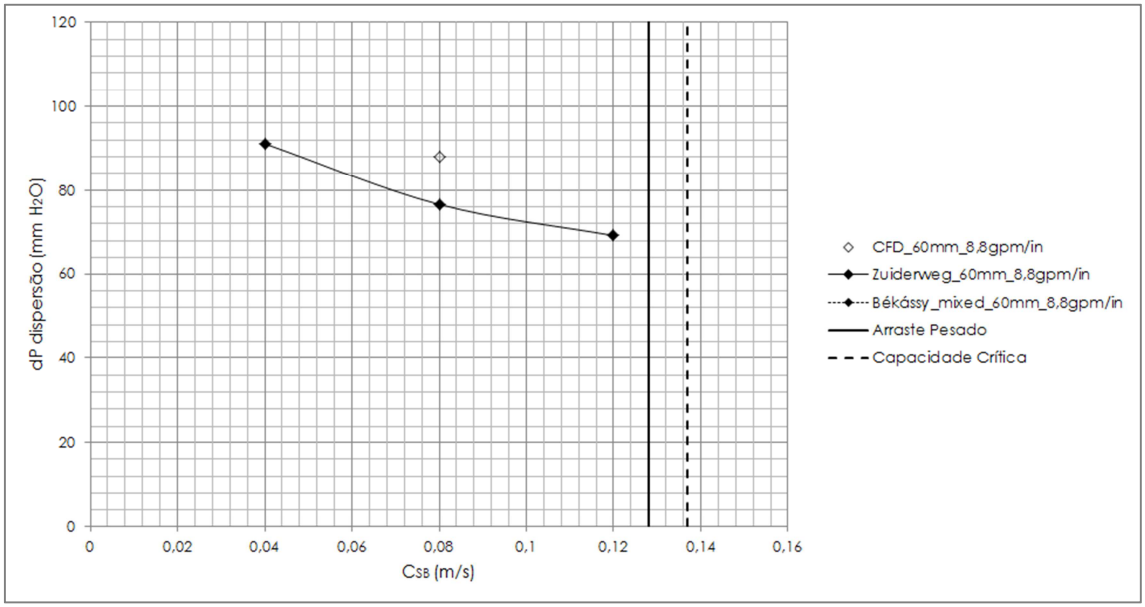

Figura 41: Comparação entre o resultado da simulação e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão.

As conclusões das análises anteriores podem ser resumidas em:

- Nos arranjos com 4,9 % de área perfurada foi verificado o desvio de parte da vazão de ar pelo *downcomer* nos casos onde a vazão de líquido não era elevada o suficiente frente à velocidade nos orifícios.

- Nos arranjos com 9,1 e 13,3 % de área perfurada parece haver alguma restrição à entrada da dispersão no *downcomer* para vazões de líquido mais elevadas, aumentando a altura desta na bandeja. Isto não ocorre nos arranjos com 4,9 % de área perfurada devido ao desenvolvimento do regime misto, o qual tende a "aliviar" o *downcomer*.

- Nos arranjos com 13,3 % de área perfurada, baixas vazões de líquido e velocidades superficiais mais elevadas, o regime de *spray* pode se desenvolver, levando a situações como as observadas na Figura 38 (a) - bandejas com pouca altura de dispersão ou quase secas.

No ANEXO II podem ser consultadas as visualizações das linhas de corrente do ar e da fração volumétrica da água para os diferentes arranjos nos vinte e cinco casos de simulação.

4.3 TESTE DA METODOLOGIA

A validação da metodologia consistiu em comparar os valores médios de perda de carga observados nas bandejas valvuladas de duas torres da REDUC - de dimensões, serviços, condições, característica dos fluidos e regimes operacionais diferentes - com os resultados obtidos através das simulações planejadas.

Os valores de vazão e propriedades, por bandeja, necessários à determinação do parâmetro de fluxo, da carga de líquido sobre o vertedor, da altura de líquido límpido sobre a bandeja molhada, do fator de capacidade, da velocidade nos orifícios e da perda de carga na bandeja seca foram obtidos através de resultados aderentes de simulação estacionária de processo com o *software* comercial Petro-SIM®.

As dimensões e características geométricas das bandejas, também necessárias à determinação das variáveis citadas no parágrafo anterior, foram obtidas através de desenhos dos fabricantes disponíveis no Arquivo Técnico da REDUC.

4.3.1 TORRE DE VÁCUO PRIMÁRIO (T-7104)

A Torre de Vácuo Primário (T-7104) da Unidade de Destilação de Petróleo para Lubrificantes (U-1710) possui trinta e duas bandejas valvuladas de dois passes e, acima destas, um leito de recheio randômico para troca térmica.

A T-7104 não está instrumentada com um medidor de pressão diferencial ao longo de suas seções. Entretanto, a mesma possui dois vacuômetros - um na "zona de *flash*", entre as bandejas nº 4 e nº 5, e outro no topo da torre. Ver a Figura 42.

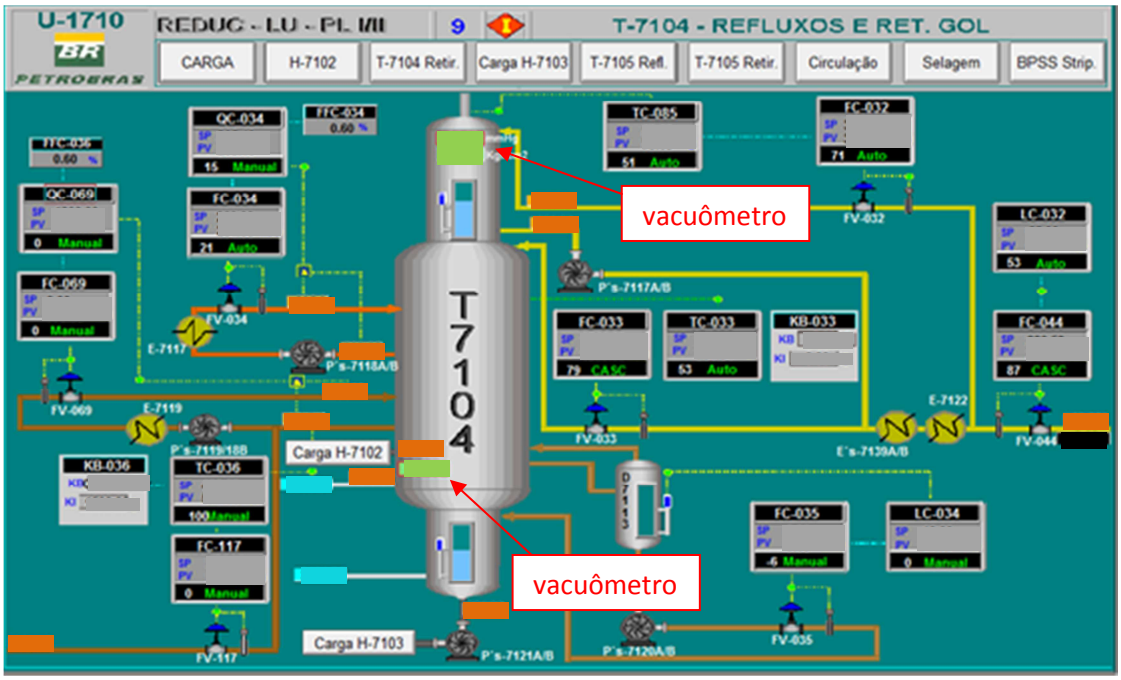

Figura 42: Tela do Sistema *PI* (*Plant Information*) para a T-7104. Detalhe da indicação dos vacuômetros. Refinaria Duque de Caxias, Rio de Janeiro, Petrobras S.A..

A diferença de medições entre o vacuômetro da "zona de *flash*" e o do topo é a própria perda de carga nas seções compreendendo desde a bandeja nº 5 até o final do leito de troca térmica, o qual apresenta perda de carga desprezível frente à das bandejas.

A análise das informações coletadas com o sistema informatizado de dados de Planta (*PI - Plant Information*) para um tempo suficientemente longo permitiu concluir que as leituras dos vacuômetros variavam em torno de valores médios de 150 e 80 mm Hg para a "zona de *flash*" e o topo, respectivamente.

É razoável considerar, então, a partir do exposto nos dois parágrafos anteriores, que a perda de carga total das vinte e oito bandejas - desde a bandeja nº 5 até a bandeja nº 32 - é algo em torno de 70 mm Hg (= 150 mm Hg - 80 mm Hg).

Desta forma, a perda de carga média, para uma bandeja, é de cerca de 34 mm H_2O.

A etapa seguinte consistiu em determinar, para cada uma das bandejas, o tipo de regime operacional previsto, através da equação 44, e os valores da carga de líquido sobre o vertedor, do fator de capacidade e da velocidade nos orifícios. De posse deste último valor foi calculada a perda de carga na bandeja seca, através da equação 46, que subtraída da perda de carga média na bandeja resulta na perda de carga devido à altura da dispersão.

A Tabela 8 apresenta as dimensões e características geométricas das bandejas relevantes à determinação das variáveis de interesse.

Tabela 8: Dimensões e características geométricas das bandejas da T-7104.

	bandeja par	bandeja ímpar
diâmetro (m)	5,640	5,640
área ativa (m²)	11,0	11,0
altura do vertedor (m)	0,050	0,050
comprimento do vertedor (m)	2,757	5,594
diâmetro dos orifícios (m)	0,038	0,038
espaçamento centro-a-centro dos orifícios (m)	0,076	0,076
arranjo dos orifícios	Δ	Δ
número de orifícios	3350	3350

A Tabela 9 apresenta o tipo de regime previsto pela equação 44 e os valores calculados do parâmetro de fluxo (PF), da altura de líquido límpido (equação 49), da carga de líquido sobre o vertedor, do fator de capacidade, da velocidade nos orifícios e da perda de carga na bandeja seca (equação 46).

Tabela 9: Regime, carga de líquido, fator de capacidade e perda de carga na bandeja seca.

# bandeja	PF	h_l (m)	PF/bh_l	regime	carga de líquido (gpm/in)	C_{SB} (m/s)	vorifício (m/s)	ΔP bandeja seca (mm H_2O)
31	0,0265	0,034	1,5	*spray*/misto	0,5	0,04	16,5	8
30	0,0124	0,033	1,5	*spray*/misto	1,5	0,06	18,0	12
29	0,0142	0,029	1,0	*spray*/misto	0,8	0,07	17,8	13
28	0,0146	0,035	1,7	*spray*/misto	1,6	0,07	17,5	13
27	0,0132	0,028	0,9	*spray*/misto	0,6	0,07	17,0	13
26	0,0118	0,033	1,4	*spray*/misto	1,3	0,07	16,6	12
25	0,0117	0,027	0,8	*spray*/misto	0,6	0,07	16,0	12
24	0,0115	0,033	1,4	*spray*/misto	1,2	0,07	15,6	11
23	0,0115	0,027	0,8	*spray*/misto	0,6	0,06	15,2	11
22	0,0139	0,034	1,6	*spray*/misto	1,7	0,06	15,2	11
21	0,0113	0,027	0,8	*spray*/misto	0,3	0,06	14,8	11
20	0,0059	0,028	0,9	*spray*/misto	0,6	0,06	14,5	10
19	0,0054	0,023	0,5	*spray*/misto	0,2	0,06	14,0	10
18	0,0051	0,027	0,8	*spray*/misto	0,5	0,06	13,8	9
17	0,0048	0,022	0,4	*spray*/misto	0,2	0,06	13,4	9
16	0,0046	0,026	0,7	*spray*/misto	0,4	0,06	13,1	9
15	0,0033	0,020	0,3	*spray*/misto	0,1	0,06	12,8	8
14	0,0020	0,021	0,4	*spray*/misto	0,2	0,06	12,6	8
13	0,0017	0,017	0,2	*spray*/misto	0,1	0,05	12,2	8
12	0,0014	0,019	0,3	*spray*/misto	0,1	0,05	12,1	8
11	0,0023	0,018	0,3	*spray*/misto	0,1	0,05	12,0	8
10	0,0087	0,030	1,1	*spray*/misto	1,3	0,05	12,6	9
09	0,0137	0,029	0,9	*spray*/misto	0,6	0,06	12,5	9
08	0,0093	0,031	1,2	*spray*/misto	0,4	0,06	12,4	9
07	0,0041	0,021	0,4	*spray*/misto	0,2	0,06	12,0	9
06	0,0030	0,023	0,3	*spray*/misto	0,1	0,06	11,7	8
05	0,0016	0,017	0,2	*spray*/misto	0,0	0,05	11,3	7

A análise da Figura 43 mostra que há coerência entre os resultados das simulações e aqueles obtidos a partir dos dados da Planta considerando que:

1) A área perfurada calculada para as bandejas da T-7104 é em torno de 17 %, de maneira que para um mesmo valor do fator de capacidade é esperada uma maior "aeração" da dispersão em comparação ao arranjo com 13,3 % de área perfurada; esse efeito ainda é amplificado, visto que as bandejas da torre são valvuladas e que as válvulas têm a capacidade de "espalhar" radialmente o fluxo ascendente de vapor.
2) Os valores da carga de líquido sobre o vertedor para as bandejas da T-7104 são inferiores a 1,7 gpm/in, menores, portanto, que o menor valor utilizado nas simulações (2,5 gpm/in).
3) Os valores do fator de capacidade para as bandejas da T-7104 estão entre 0,04 e 0,07 m/s, menores, portanto, que o valor utilizado na simulação para 2,5 gpm/in (0,08 m/s).

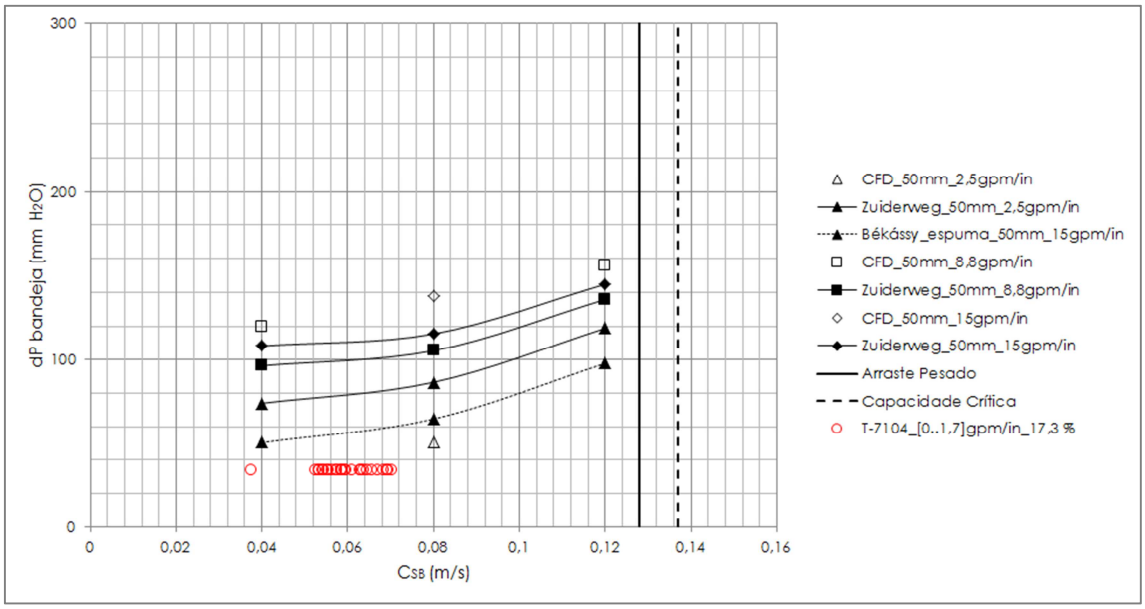

Figura 43: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja (arranjo com 13,3 % de área perfurada e vertedor de 0,050 m) e a perda de carga (média) nas bandejas da T-7104.

A análise da Figura 44 mostra que parece haver coerência entre os resultados das simulações e aqueles obtidos a partir dos dados da Planta. As mesmas explicações utilizadas para a Figura 41 podem ser usadas também neste caso. Entretanto, é difícil precisar se as posições relativas entre o resultado da simulação para 2,5 gpm/in e aqueles obtidos a partir dos dados da Planta são coerentes, visto que o fator de capacidade e o percentual de área perfurada influenciam a perda de carga devido à dispersão num sentido e a carga de líquido sobre o vertedor influencia no outro.

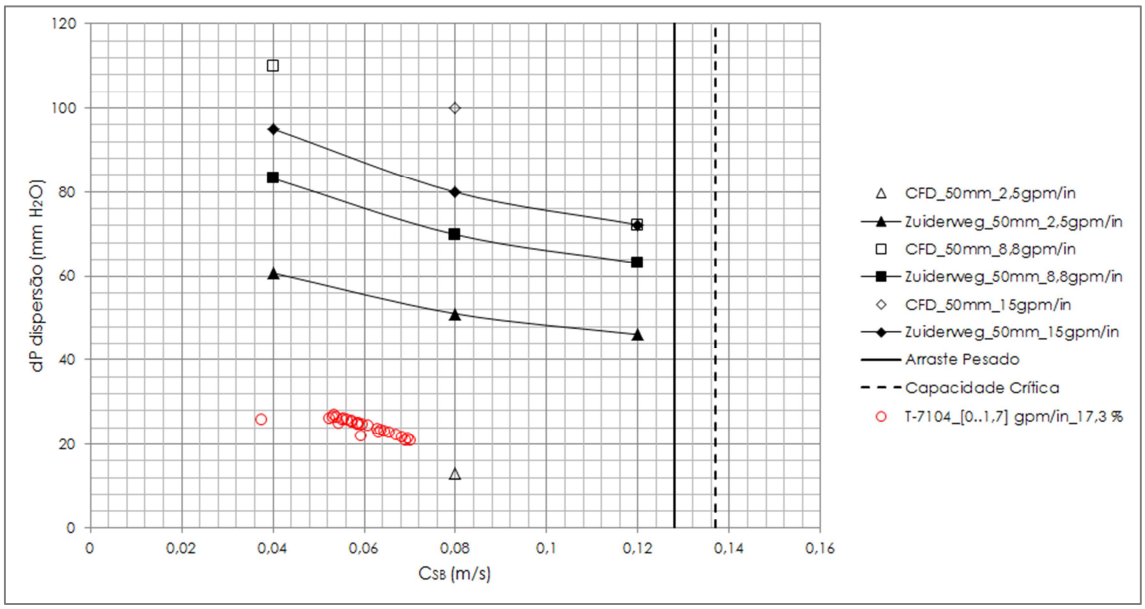

Figura 44: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão (arranjo com 13,3 % de área perfurada e vertedor de 0,050 m) e a perda de carga (média) devido à dispersão nas bandejas da T-7104.

4.3.2 TORRE DESBUTANIZADORA (T-34003)

A T-34003 possui um medidor de pressão diferencial abrangendo todas as suas trinta e seis bandejas valvuladas de um passe. Ver a Figura 45.

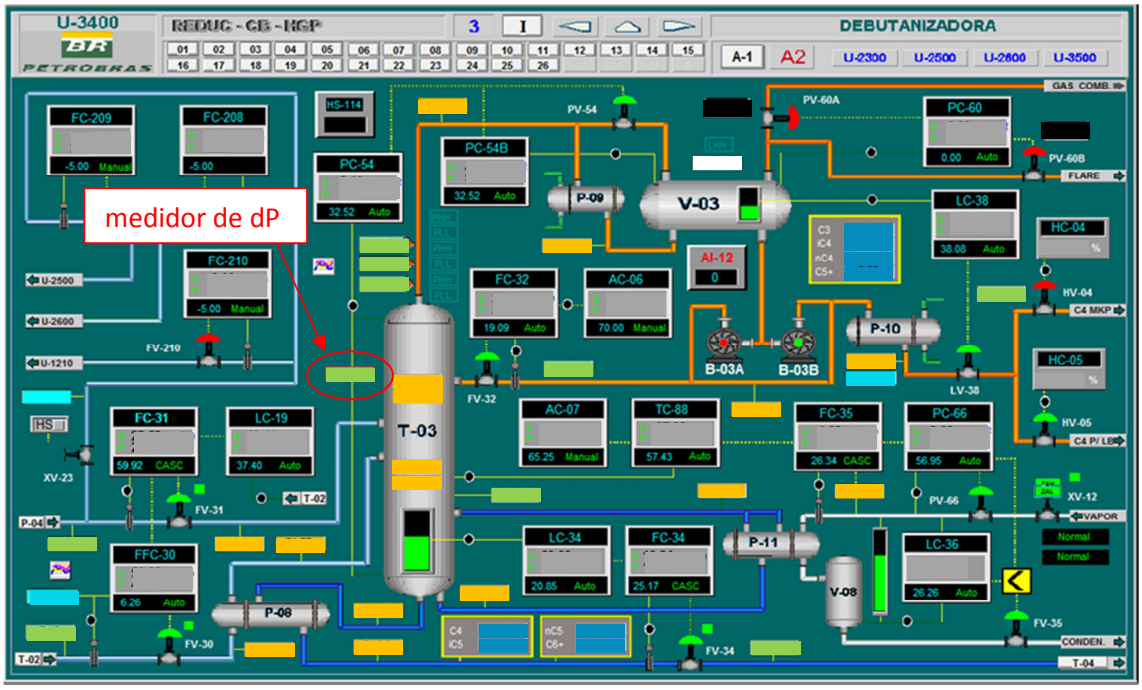

Figura 45: Tela do Sistema *PI* para a T-34003. REDUC, Rio de Janeiro, Petrobras S.A..

A análise das informações coletadas com o sistema *PI* para um tempo suficientemente longo permitiu concluir que as leituras do medidor de pressão diferencial variavam em torno do valor médio de 0,25 kgf/cm².

Desta forma, a perda de carga média, para uma bandeja, é de cerca de 70 mm H_2O.

Entretanto, este valor não pode ser comparado, diretamente, àqueles obtidos através das simulações, visto que a altura do vertedor (H_v) das bandejas da T-34003 é de 117 mm.

Assim sendo, proporcionando este valor para uma bandeja com 50 mm de H_v, mantidas todas as outras condições iguais, obtém-se algo em torno de 30 mm H_2O.

Da mesma maneira que foi feito para a T-7104, a etapa seguinte consistiu em determinar, para cada uma das bandejas, o tipo de regime operacional previsto, através da equação 44, e os valores da carga de líquido sobre o vertedor, do fator de capacidade e da velocidade nos orifícios. De posse deste último valor foi calculada a perda de carga na bandeja seca, através da equação 46, que subtraída da perda de carga média na bandeja resulta na perda de carga devido à altura da dispersão.

A Tabela 10 apresenta as dimensões e características geométricas das bandejas relevantes à determinação das variáveis de interesse.

Tabela 10: Dimensões e características geométricas das bandejas da T-34003.

diâmetro (m)	1,700
área ativa (m²)	1,8
altura do vertedor (m)	0,117
comprimento do vertedor (m)	1,329
diâmetro dos orifícios (m)	0,038
espaçamento centro-a-centro dos orifícios (m)	0,076
arranjo dos orifícios	Δ
número de orifícios	237

A Tabela 11 apresenta o tipo de regime previsto pela equação 44 e os valores calculados do parâmetro de fluxo (PF), da altura de líquido límpido (equação 49), da carga de líquido sobre o vertedor, do fator de capacidade, da velocidade nos orifícios e da perda de carga na bandeja seca (equação 46).

A análise da Figura 46 mostra que há coerência entre os resultados das simulações e aqueles obtidos a partir dos dados da Planta considerando que:

1) A área perfurada calculada para as bandejas da T-34003 é em torno de 15 %, de maneira que para um mesmo valor do fator de capacidade é esperada uma maior "aeração" da dispersão em comparação ao arranjo com 13,3 % de área perfurada; esse efeito ainda é amplificado, visto que as bandejas da torre são valvuladas e que as válvulas têm a capacidade de "espalhar" radialmente o fluxo ascendente de vapor.

2) Cerca de metade dos valores da carga de líquido sobre o vertedor para as bandejas da T-34003 são inferiores a 2,1 gpm/in, menores, portanto, que o menor valor utilizado nas simulações (2,5 gpm/in).
3) Os valores do fator de capacidade para as bandejas da T-34003 estão entre 0,03 e 0,04 m/s, bem menores, portanto, que o valor utilizado na simulação para 2,5 gpm/in (0,08 m/s).

Tabela 11: Regime, carga de líquido, fator de capacidade e perda de carga na bandeja seca.

# estágio teórico	PF	h_l (m)	PF/bh_l	regime	carga de líquido (gpm/in)	C_{SB} (m/s)	vorifício (m/s)	ΔP bandeja seca (mm H_2O)
01	0,1081	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,1	0,04	1,5	5
02	0,1082	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,1	0,04	1,5	5
03	0,1082	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,1	0,04	1,5	5
04	0,1083	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,1	0,04	1,5	5
05	0,1083	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,1	0,04	1,5	5
06	0,1084	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,1	0,04	1,4	5
07	0,1084	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,1	0,04	1,4	5
08	0,1084	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,1	0,04	1,4	5
09	0,1084	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,1	0,04	1,4	4
10	0,1082	0,0666	2,2	*spray*/misto	2,0	0,04	1,4	4
11	0,1077	0,0665	2,2	*spray*/misto	2,0	0,04	1,4	4
12	0,1584	0,0732	2,9	*spray*/misto	4,6	0,03	1,8	7
13	0,1989	0,0775	3,5	emulsão	4,6	0,04	1,8	7
14	0,1992	0,0776	3,5	emulsão	4,6	0,04	1,8	7
15	0,2139	0,0789	3,6	emulsão	4,7	0,04	1,5	5
16	0,2307	0,0804	3,9	emulsão	4,7	0,04	1,5	5
17	0,2311	0,0805	3,9	emulsão	4,8	0,04	1,5	5
18	0,2316	0,0805	3,9	emulsão	4,8	0,04	1,5	5
19	0,2322	0,0806	3,9	emulsão	4,9	0,04	1,6	5
20	0,2327	0,0806	3,9	emulsão	5,0	0,04	1,6	6
21	0,2332	0,0807	3,9	emulsão	5,1	0,04	1,6	6
22	0,2335	0,0807	3,9	emulsão	5,2	0,04	1,6	6
23	0,2339	0,0807	3,9	emulsão	5,2	0,04	1,6	6
24	0,2342	0,0808	3,9	emulsão	5,3	0,04	1,6	6
25	0,2349	0,0808	3,9	emulsão	5,2	0,04	1,6	6

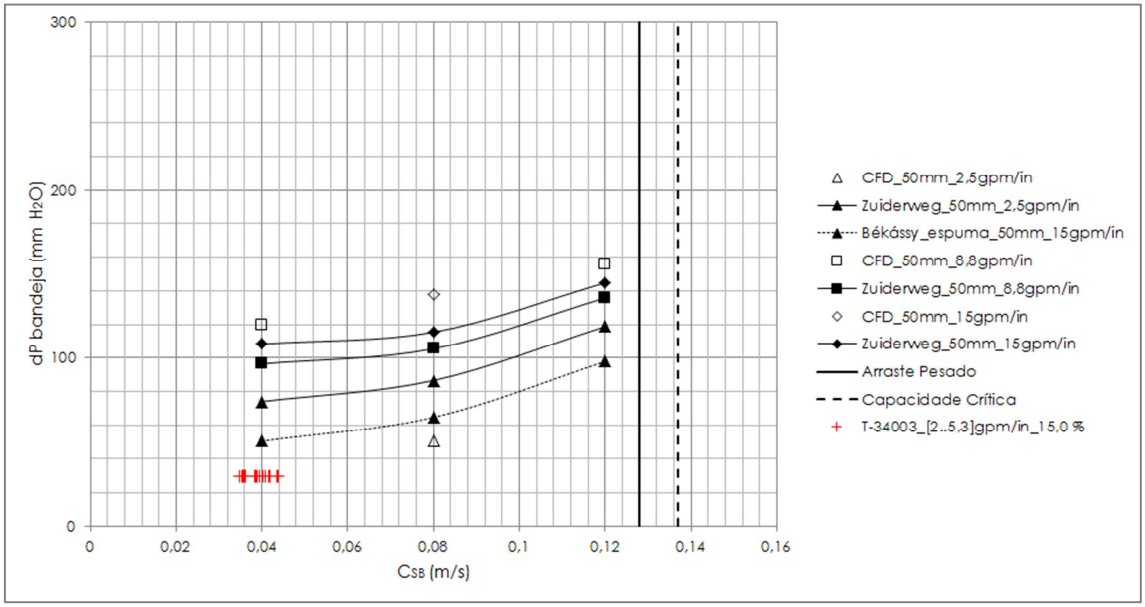

Figura 46: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga total na bandeja (arranjo com 13,3 % de área perfurada e vertedor de 0,050 m) e a perda de carga (média) nas bandejas da T-34003.

A análise da Figura 47 mostra que parece haver coerência entre os resultados das simulações e aqueles obtidos a partir dos dados da Planta. As mesmas explicações utilizadas para a figura 44 podem ser usadas também neste caso. Entretanto, é difícil precisar se as posições relativas entre o resultado da simulação para 2,5 gpm/in e aqueles obtidos a partir dos dados da Planta são coerentes, visto que o fator de capacidade e o percentual de área perfurada influenciam a perda de carga devido à dispersão num sentido e a carga de líquido sobre o vertedor influencia no outro.

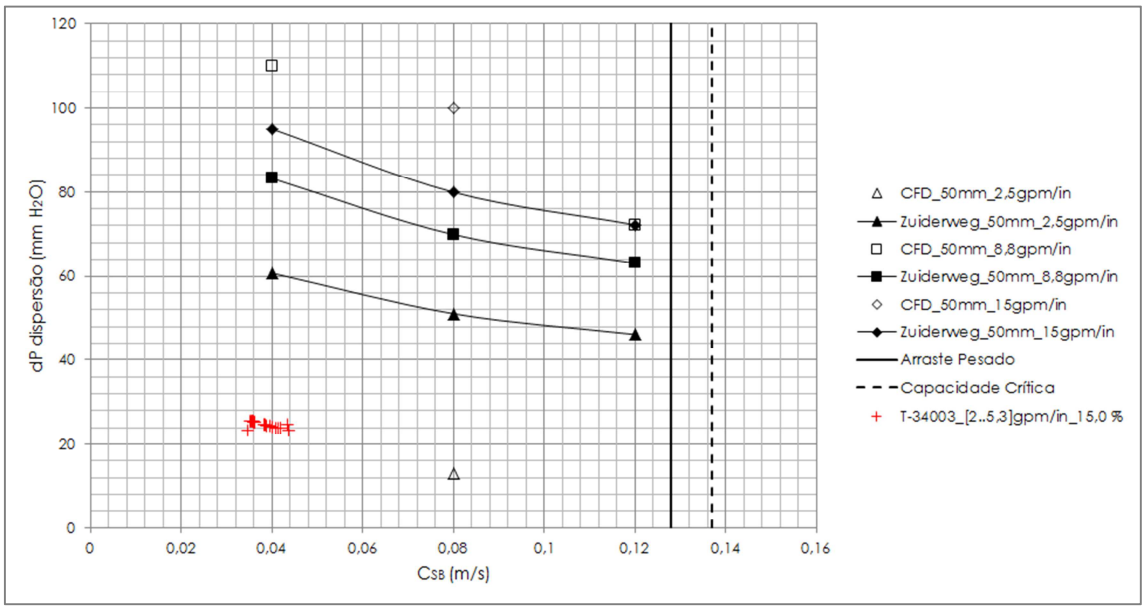

Figura 47: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão (arranjo com 13,3 % de área perfurada e vertedor de 0,050 m) e a perda de carga (média) devido à dispersão nas bandejas da T-34003.

Na Figura 48 podem ser comparadas as perdas de carga (médias) devido à dispersão nas bandejas da T-7104 e da T-34003 frente ao resultado da simulação para 2,5 gpm/in.

Seria esperado que todos os valores determinados para a T-7104 fossem inferiores àqueles determinados para a T-34003, visto que a área perfurada das suas bandejas é maior, seus valores do fator de capacidade são maiores e seus valores da carga de líquido sobre o vertedor são menores.

A análise da Figura 48 mostra, entretanto, que existem alguns valores para a T-7104 que são pouco superiores àqueles determinados para a T-34003. Isto pode ser atribuído, por exemplo, a pequenos erros de calibração nos vacuômetros e não invalida os resultados observados.

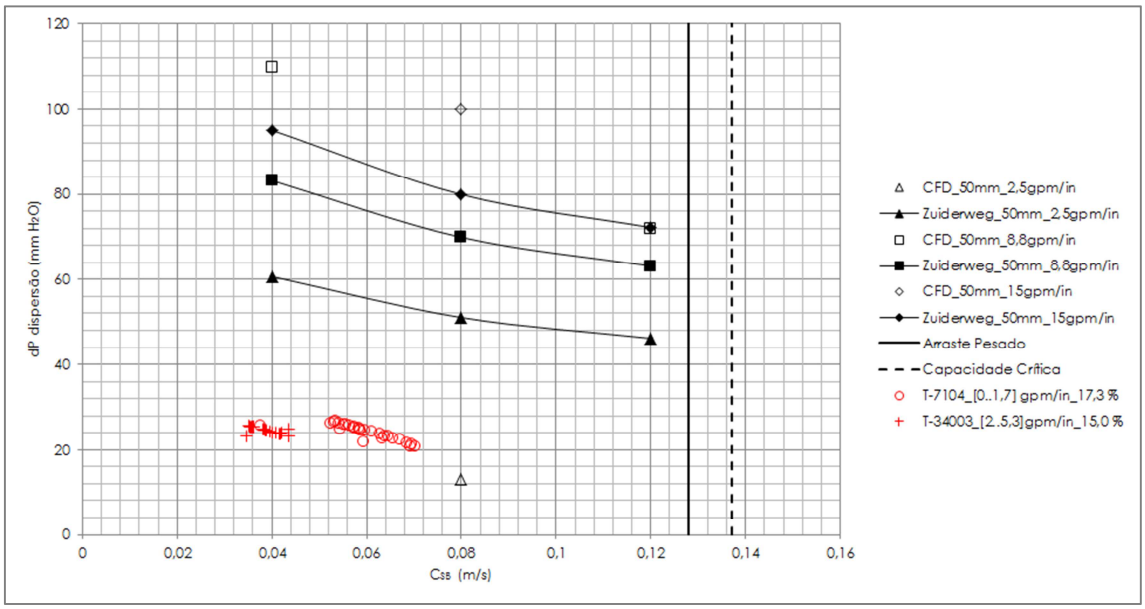

Figura 48: Comparação entre os resultados das simulações e as previsões das correlações para a perda de carga devido à dispersão (arranjo com 13,3 % de área perfurada e vertedor de 0,050 m) e a perda de carga (média) devido à dispersão nas bandejas da T-7104 e T-34003.

5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

O simulador fluidodinâmico do dispositivo de contato ar/água apresentado foi capaz de gerar previsões para a perda de carga total na bandeja molhada (h_t) e para a perda de carga devido à presença da dispersão bifásica sobre a bandeja molhada (h_l) equivalentes às das correlações empíricas e semi-empíricas apresentadas dentro da margem de incerteza tolerável para cálculos deste tipo (< 50 mm H_2O) no contexto de interesse da Engenharia de Processos. As principais discrepâncias observadas, em relação às previsões das correlações, podem ser explicadas pelo desvio de parte da vazão de ar pelo *downcomer* nos arranjos com 4,9 % de área perfurada quando a vazão de líquido não é elevada o suficiente frente à velocidade nos orifícios, pelo fenômeno de *choke* observado nos *downcomers* dos arranjos com 9,1 e 13,3 % de área perfurada quando maiores vazões de líquido são praticadas e pela pouca, ou quase nenhuma, altura de dispersão nos arranjos com 13,3 % de área perfurada quando as condições são propícias ao desenvolvimento do regime de *spray*.

Além disso, mesmo não possuindo arranjos com geometria compatível à emulação do escoamento completo sobre uma bandeja valvulada, as previsões do simulador foram comparadas aos valores de perda de carga observados nas bandejas de uma torre de destilação a vácuo e de uma torre de fracionamento de líquido de gás natural da Refinaria Duque de Caxias, da Petrobras S.A., no Rio de Janeiro. O resultado da comparação mostrou que mesmo a despeito das diferenças de propriedades físicas

dos fluidos processados nas duas torres, em relação às dos simulados, e das simplificações geométricas dos arranjos simulados em relação à geometria de uma bandeja valvulada, em escala industrial, de seção circular, há coerência entre os valores de perda de carga observados nas bandejas e as previsões do simulador. Essa conclusão ratifica a aplicabilidade de simuladores hidráulicos e plantas-piloto utilizando ar e água para prever o comportamento fluidodinâmico de bandejas sem a necessidade de manipulação de fluidos tóxicos e/ou inflamáveis.

Das duas modificações realizadas na formulação da expressão para o coeficiente de arraste, a que deixou de relacionar a fração volumétrica do vapor à sua velocidade superficial no líquido permite que arranjos de duas ou mais bandejas associadas sejam simulados sem problemas de convergência, o que abre caminho para a modelagem do escoamento líquido-vapor em equipamentos de processo mais complexos, ficando como sugestão para trabalhos futuros o desafio de simular um arranjo de três bandejas associadas. Por fim, a modificação que propõe a introdução de um parâmetro para contemplar o efeito da forma de bolhas não-esféricas na área projetada na direção do escoamento precisa ser investigada mais a fundo, visto que os valores utilizados nas simulações foram baseados em formatos típicos de bolhas individuais em escoamento gravitacional desimpedido.

6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALIZADEHDAKHEL, A.; RAHIMI, M.; ALSAIRAF, A. A. CFD and experimental studies on the effect of valve weight on performance of a valve tray column. **Computers and Chemical Engineering,** v. 34, p. 1-8, 2010.

ANSYS Help 11.0, 2007.

BÉKÁSSY-MOLNÁR, E.; MUSTAFA, H. Clear liquid height on sieve plates in the froth, mixed and spray regimes. **Chemical Engineering Research and Design,** v. 69-A, p. 14-20, Janeiro, 1991.

BENNETT, D. L.; AGRAWAL, R.; COOK, P. J. New pressure drop correlation for sieve tray distillation columns. **AIChE Journal,** v. 29, n. 3, p. 434-442, Maio, 1983.

BENNETT, D. L.; GRIMM, H. J. Eddy diffusivity for distillation sieve trays. **AIChE Journal,** v. 37, n. 4, p. 589-596, Abril, 1991.

BERNARD, J. D. T.; SARGENT, R. W. H. The hydrodynamic performance of a sieve plate distillation column. **Transactions of The Institution of Chemical Engineers,** v. 44, 1966.

BURGESS, J. M.; CALDERBANK, P. H. The structure of sieve tray froths. **Chemical Engineering Science,** v. 30, p. 1107-1121, 1975.

CELATA, G. P.; CUMO, M.; D' ANNIBALE, F.; TOMIYAMA, A. The wake effect on bubble rising velocity in one-component systems. **International Journal of Multiphase Flow,** v. 30, p. 939-961, 2004.

CHEN, J. J. J.; WONG, P. F. Y.; KWAN, W. K. Spray-bubbling transition on sieve trays. **International Journal of Multiphase Flow,** v. 8, n. 5, p. 565-568, 1982.

COLWELL, C. J. Clear liquid height and froth density on sieve trays. **Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.,** v. 20, n. 2, p. 298-307, 1981.

DHULESIA, H. Clear liquid height on sieve and valve trays. **Transactions of The Institution of Chemical Engineers,** v. 62, n. 5, p. 321-326, Setembro, 1984.

FASESAN, S. O. Hydraulic characteristics of sieve and valve trays. **Ind. Eng. Chem. Res.,** v. 26, p. 2114-2121, 1987.

FLECK, A. B. **Dispersão de Gases Inflamáveis em Plataforma Offshore: Localização de Detectores**. 2008. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

GOMES, E.G. **Dispersão de Gases Inflamáveis em Unidades de Processamento de Petróleo: Otimização de Detectores**. 2012. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de

Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2012.

GESIT, G.; NANDAKUMAR, K.; CHUANG, K. T. CFD modeling of flow patterns and hydraulics of comercial-scale sieve-trays. **AIChE Journal,** v. 49, n. 4, p. 910-924, Abril, 2003.

GILBERT, T. J. Liquid mixing on bubble-cap and sieve plates. **Chemical Engineering Science,** v. 10, p. 243-253, 1959.

HAUG, H. F. Stability of sieve trays with high overflow weirs. **Chemical Engineering Science,** v. 31, p. 295-307, 1976.

HIRSCHBERG, S.; WIJN, E. F.; WEHRLI, M. Simulating the two phase flow on column trays. **Trans IChemE, part A, Chemical Engineering Research and Design,** v. 83(A12), p. 1410-1424, Dezembro, 2005.

KISTER, H. Z. **Distillation operation**. New York: McGraw-Hill, 1990.

KISTER, H. Z. Practical distillation technology. In: PRACTICAL DISTILLATION TECHNOLOGY SEMINAR, 2012.

KOZIOL, A.; MACKOWIAK, J. Liquid entrainment in tray columns with downcomers. **Chem. Eng. Process,** v. 27, p. 145-153, 1990.

KRISHNA, R.; URSEANU, M. I.; VAN BATEN, J. M.; ELLENBERGER, J. Rise velocity of a swarm of large gas bubbles in liquids. **Chemical Engineering Science,** v. 54, p. 171-183, 1999.

KRISHNA, R.; VAN BATEN, J. M. Rise characteristics of gas bubbles in a 2D rectangular column: VOF simulations vs experiments. **Int. Comm. Heat Mass Transfer,** v. 26, n. 7, p. 965-974, 1999.

KRISHNA, R.; VAN BATEN, J. M.; ELLENBERGER, J.; HIGLER, A. P.; TAYLOR, R. CFD simulations of sieve tray hydrodynamics. **Trans IChemE,** v. 77, parte A, p. 639-646, Outubro, 1999.

KRISHNA, R.; VAN BATEN, J. M. Modelling sieve tray hydraulics using computational fluid dynamics. **Trans IChemE,** v. 81, parte A, p. 27-38, Janeiro, 2003.

LI, X. G.; LIU, D. X.; XU, S. M.; LI, H. CFD simulation of hydrodynamics of valve tray. **Chemical Engineering and Processing,** v. 48, p. 145-151, 2009.

LIEBERMAN, N. P.; LIEBERMAN, E. T. **Working guide to process equipment**. New York: McGraw-Hill, 2003.

LIU, C. J.; YUAN, X. G.; YU, K. T.; ZHU, X. J. A fluid-dynamic model for flow pattern on a distillation tray. **Chemical Engineering Science,** v. 55, p. 2287-2294, 2000.

LOCKETT, M. J.; BANIK, S. Weeping from sieve trays. **Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.,** v. 25, p. 561-569, 1986.

MALISKA, C.R. **Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional**. Florianópolis: LTC Editora, 1995.

MCCABE, W. L.; THIELE, E. W. Graphical design of fractionating columns. **Ind. Eng. Chem.,** v. 17, p. 605-612, 1925.

MEHTA, B.; CHUANG, K. T.; NANDAKUMAR, K. Model for liquid phase flow on sieve trays. **Trans IChemE,** v. 76, parte A, p. 843-848, Outubro, 1998.

MURPHREE, E. V. Rectifying column calculations with particular reference to n component mixtures. **Ind. Eng. Chem.,** v. 17, p. 747-750, 1925.

NORILER, D.; MEIER, H. F.; BARROS, A. A. C.; MACEL, M. R. W. Thermal fluid dynamics analysis of gas-liquid flow on a distillation sieve tray. **Chemical Engineering Journal,** v. 136, p. 133-143, 2008.

NORILER, D.; MEIER, H. F.; BARROS, A. A. C.; MACEL, M. R. W. Prediction of efficiencies through simultaneous momentum, mass and energy transfer analyses in a distillation sieve tray by CFD techniques. In: 10^{th} INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON PROCESS SYSTEMS ENGINEERING - PSE2009, p. 1167-1171, 2009.

NEDELTCHEV, S. Simultaneous application of penetration theory to both small and large bubbles formed in a column operated under heterogeneous regime. **Chem. Eng. Technol.,** v. 31, n. 2, p. 315-323, 2008.

PFLUCK, C.E.F. **Simulação fluidodinâmica da dispersão de poluentes na atmosfera**. 2010. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2010.

SMITH, B. D.; FAIR, J. R. **Design of equilibrium stage processes**. New York: McGraw-Hill, 1963.

TAYLOR, R.; KRISHNAMURTHY, R. A nonequilibrium stage model of multicomponent separation processes. Part I: model description and method of solution. **AIChE Journal,** v. 31, p. 449-456, 1985.

THOMAS, W. J.; OGBOJA , O. Hydraulic studies in sieve tray columns. **Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.,** v. 17, n. 4, p. 429-443, 1978.

VERSTEEG, H.K., MALALASEKERA, W. **An Introduction to Computational Fluid Dynamics - The Finite Volume Method**. London: Longman, 1995.

ZUIDERWEG, F. J. Sieve trays - a view on the state of the art. **Chemical Engineering Science,** v. 37, n. 10, p. 1441-1464, 1982.

ANEXO I

Fração volumétrica de água obtida com as malhas 1, 2, 3, 5, 6 e 7

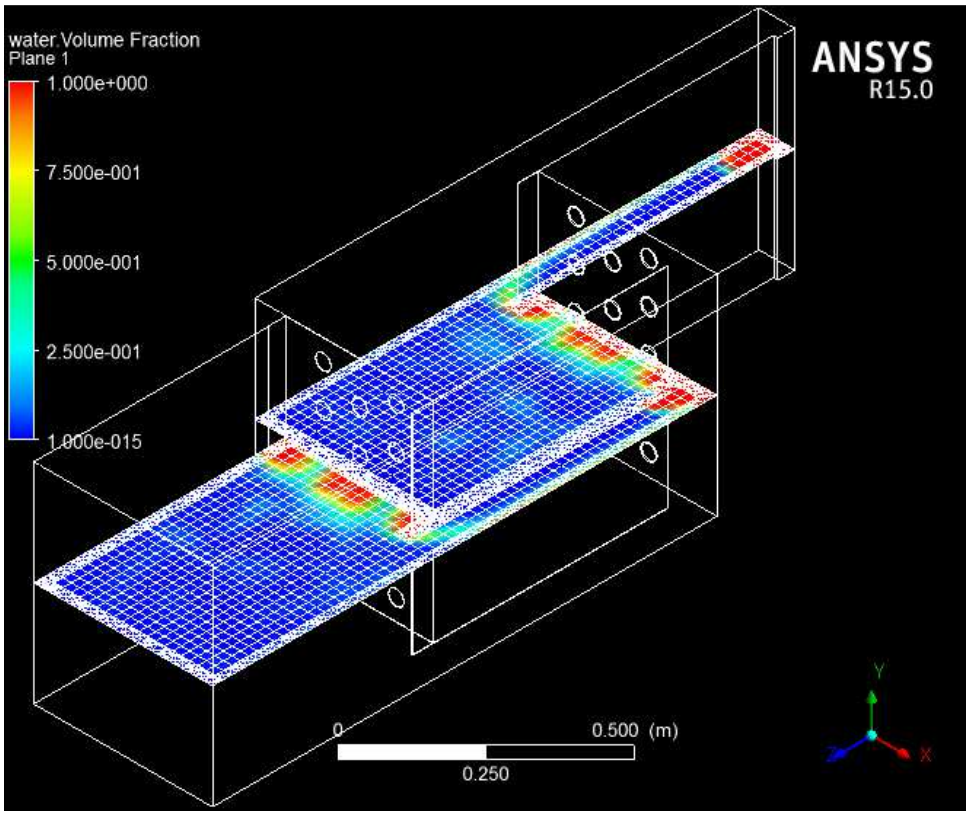

Figura 49: Fração volumétrica de água em um plano ZX para Y = 0,25 m. Malha #1 com 293655 elementos.

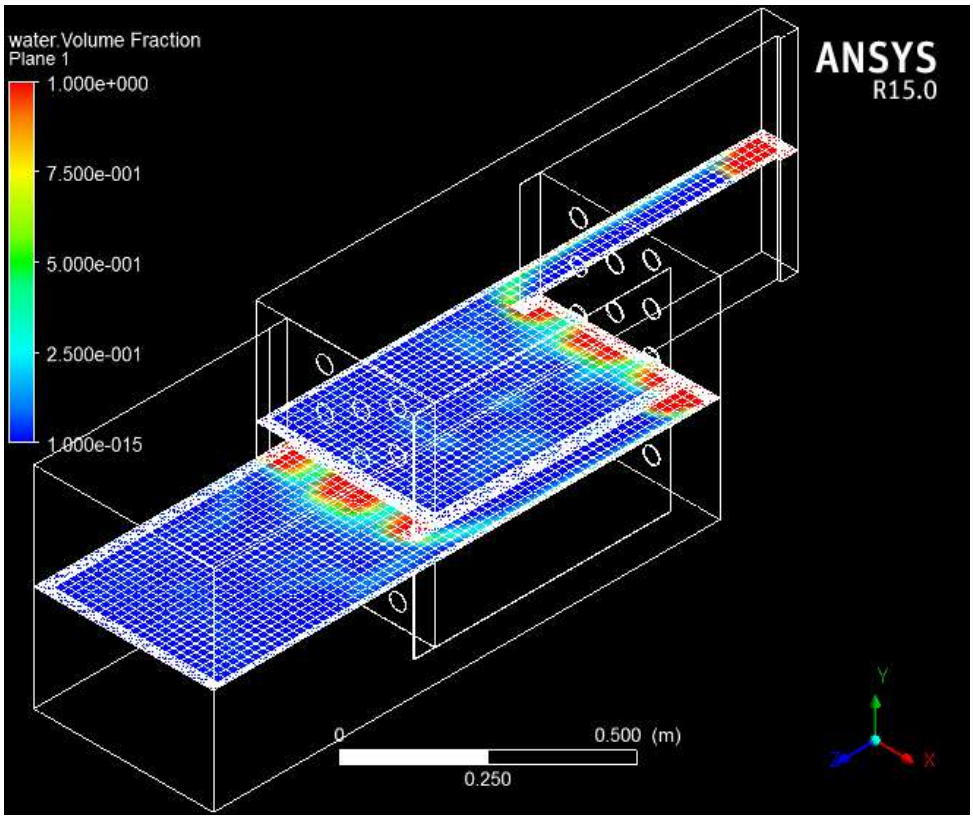

Figura 50: Fração volumétrica de água em um plano ZX para Y = 0,25 m. Malha #2 com 323426 elementos.

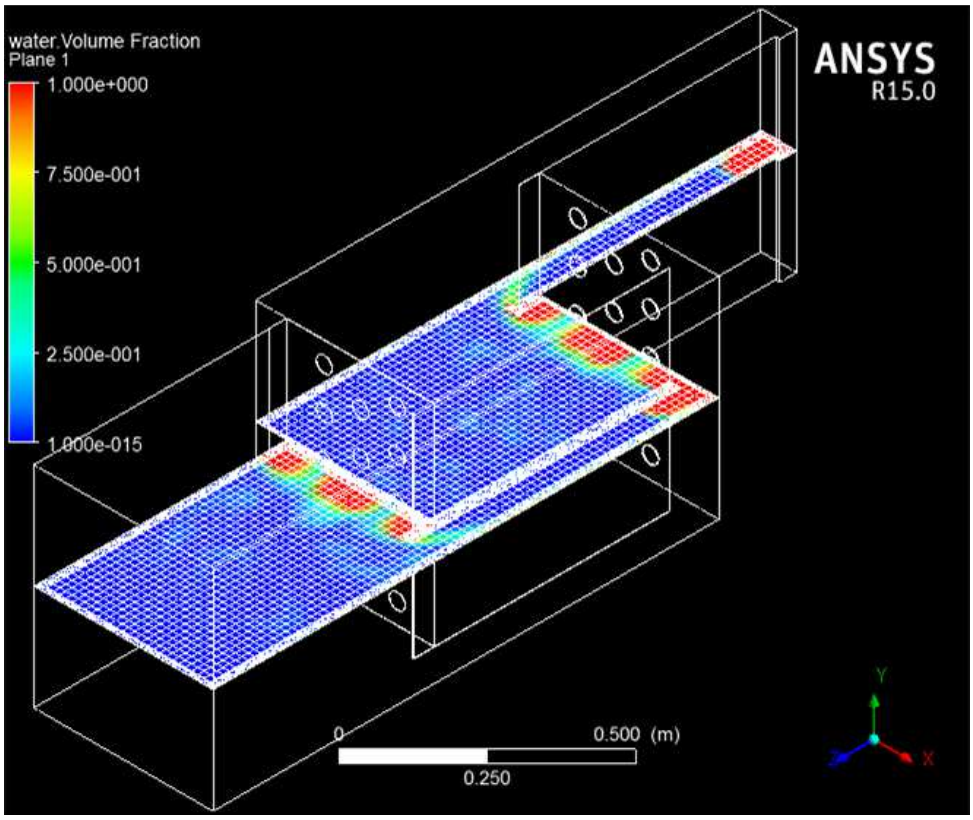

Figura 51: Fração volumétrica de água em um plano ZX para Y = 0,25 m. Malha #3 com 605771 elementos.

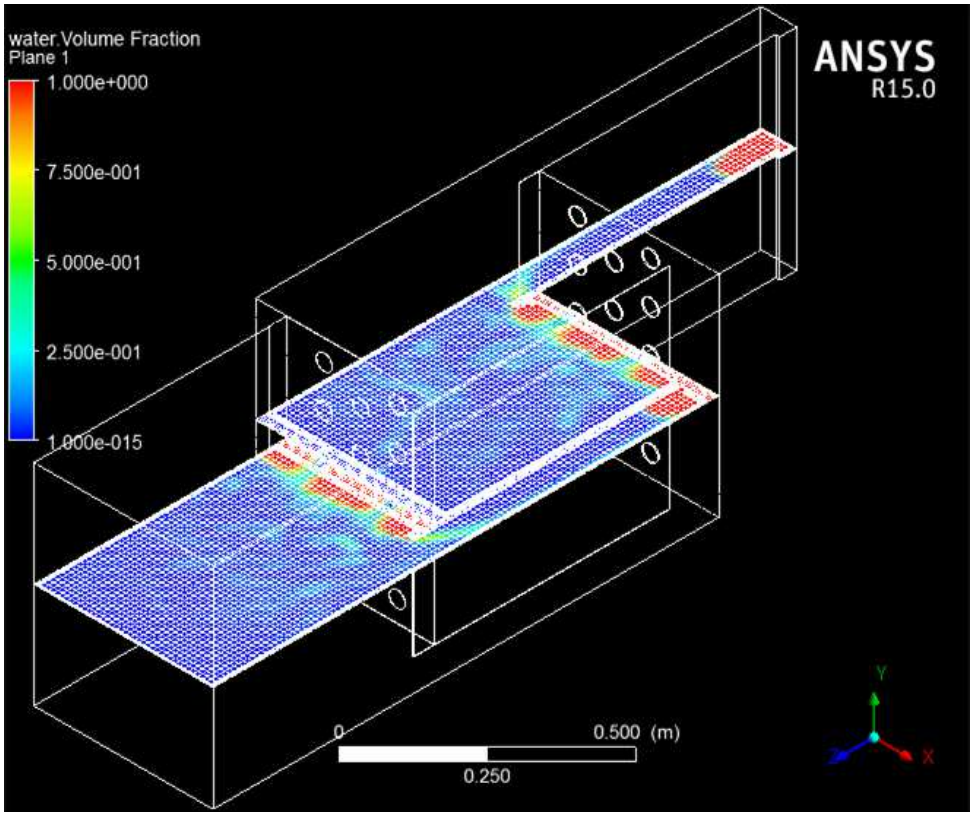

Figura 52: Fração volumétrica de água em um plano ZX para Y = 0,25 m. Malha #5 com 1162549 elementos. *Inflation* foi aplicada em algumas paredes.

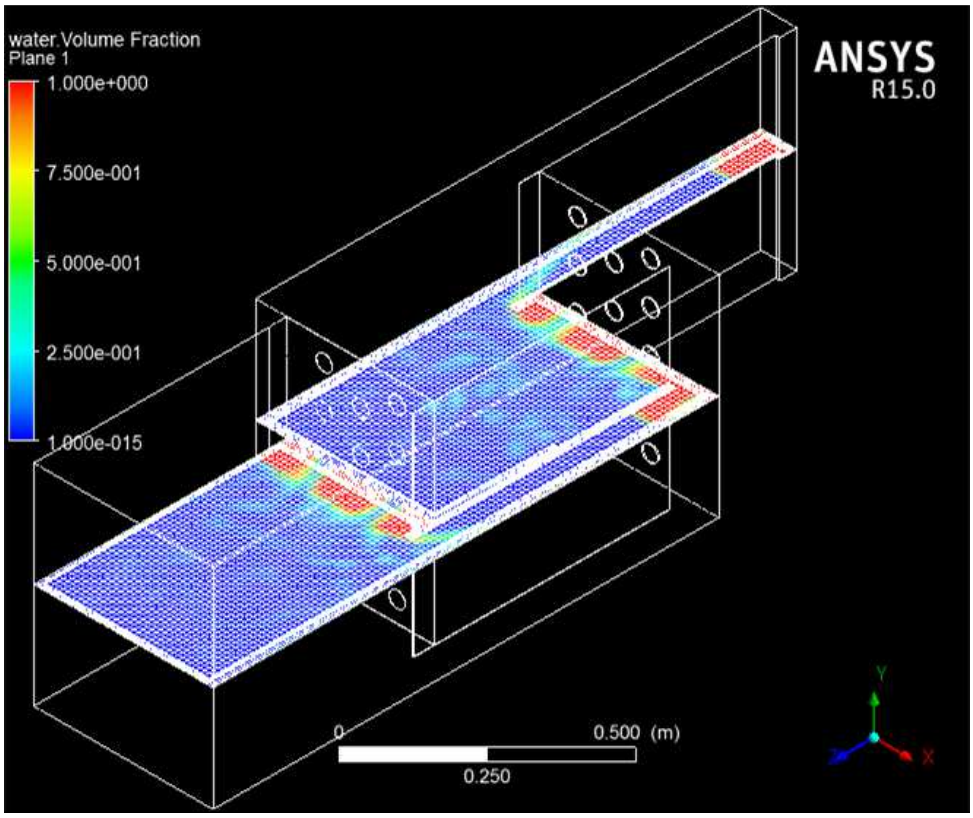

Figura 53: Fração volumétrica de água em um plano ZX para Y = 0,25 m. Malha #6 com 1260147 elementos. *Inflation* foi aplicada em algumas paredes.

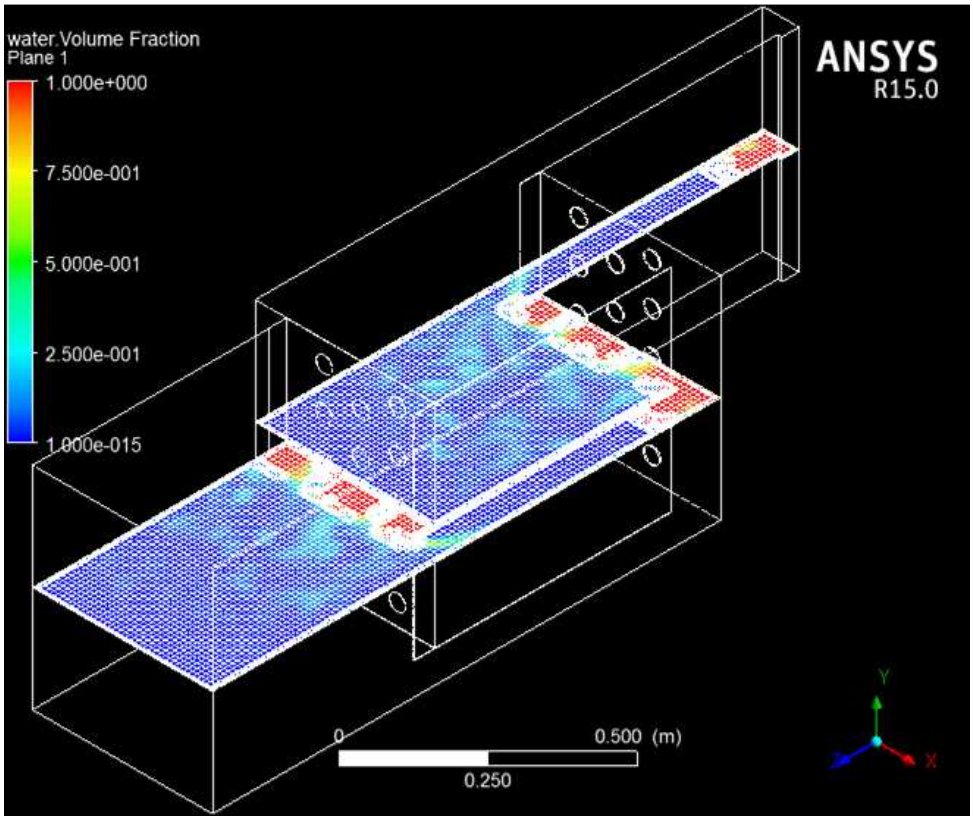

Figura 54: Fração volumétrica de água em um plano ZX para Y = 0,25 m. Malha #7 com 2547704 elementos. Interfaces refinadas através de adaptação de malha.

ANEXO II

Linhas de corrente do ar e fração volumétrica da água para os diferentes arranjos nos vinte e cinco casos de simulação.

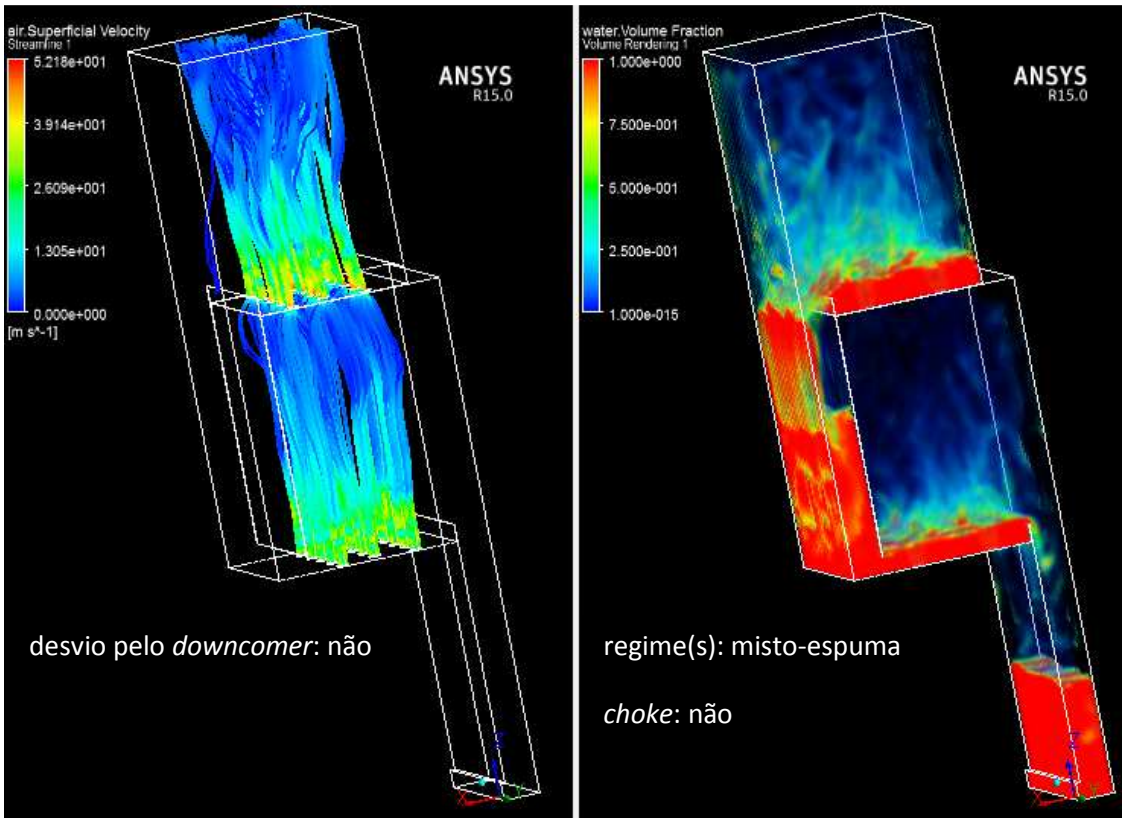

Figura 55: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 4,9 % de área perfurada, vertedor de 0,040 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

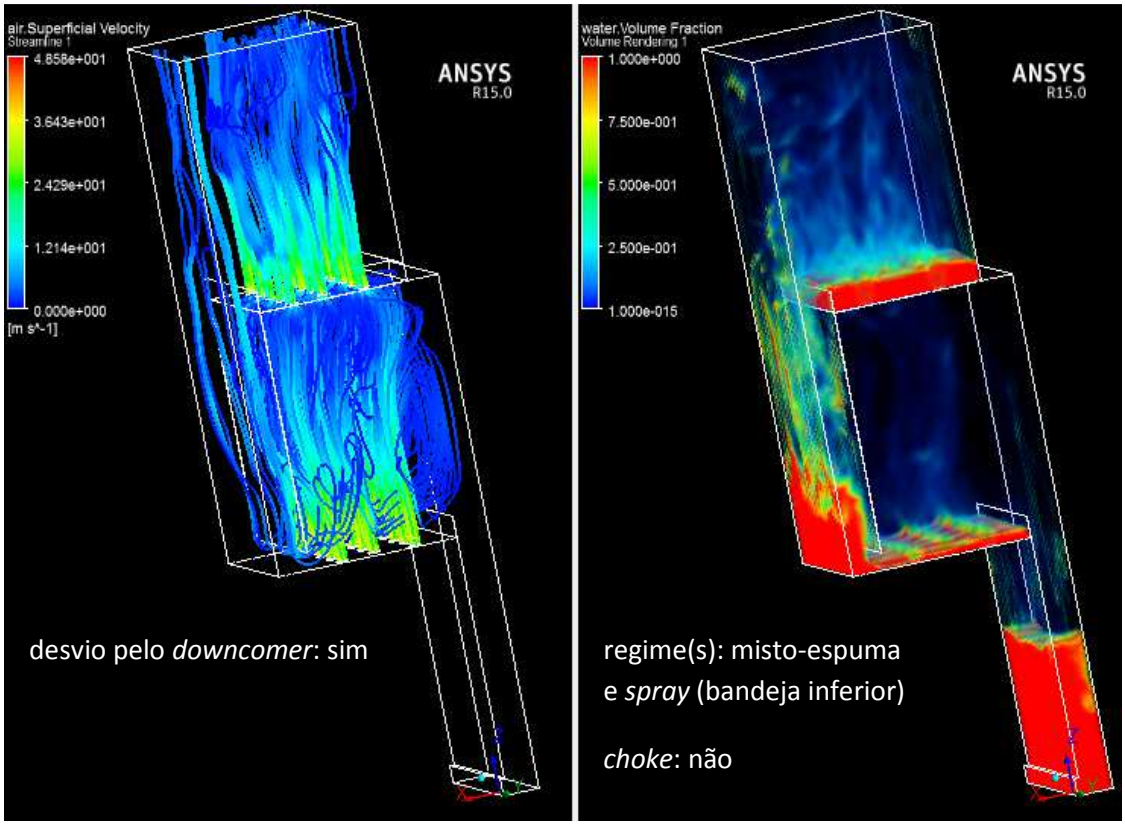

Figura 56: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 4,9 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 2,5 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

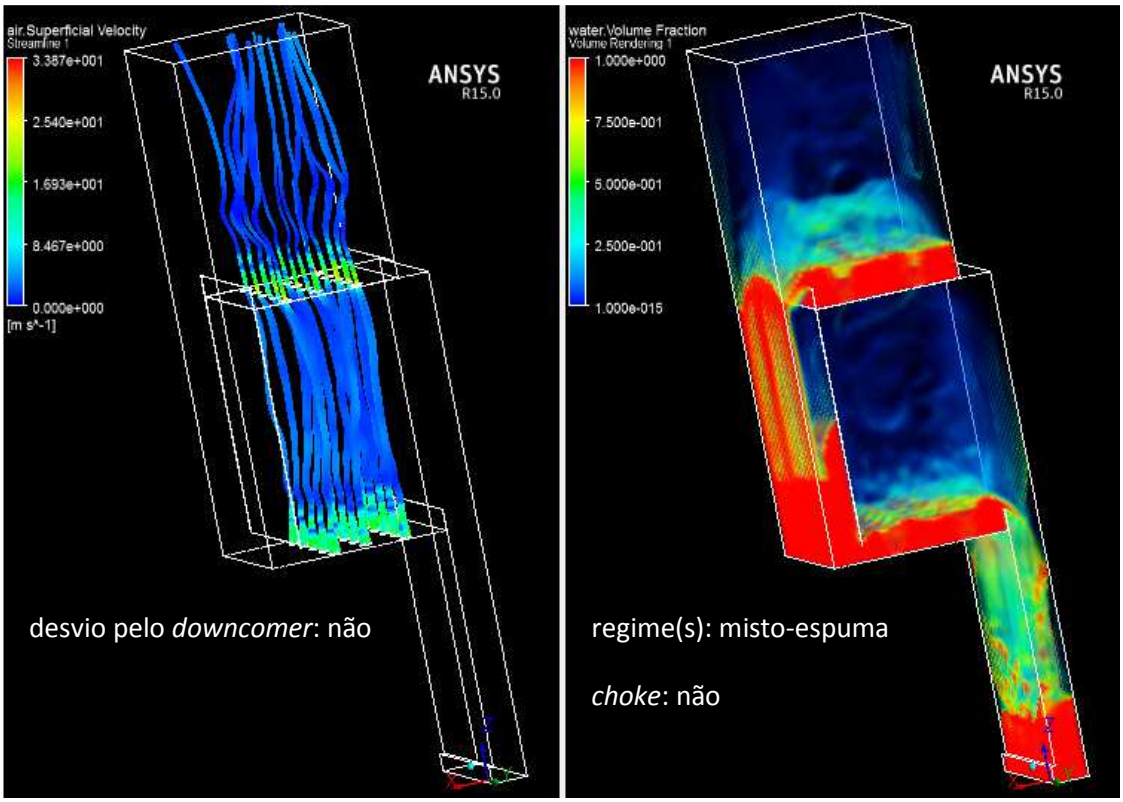

Figura 57: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 4,9 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,04 m/s.

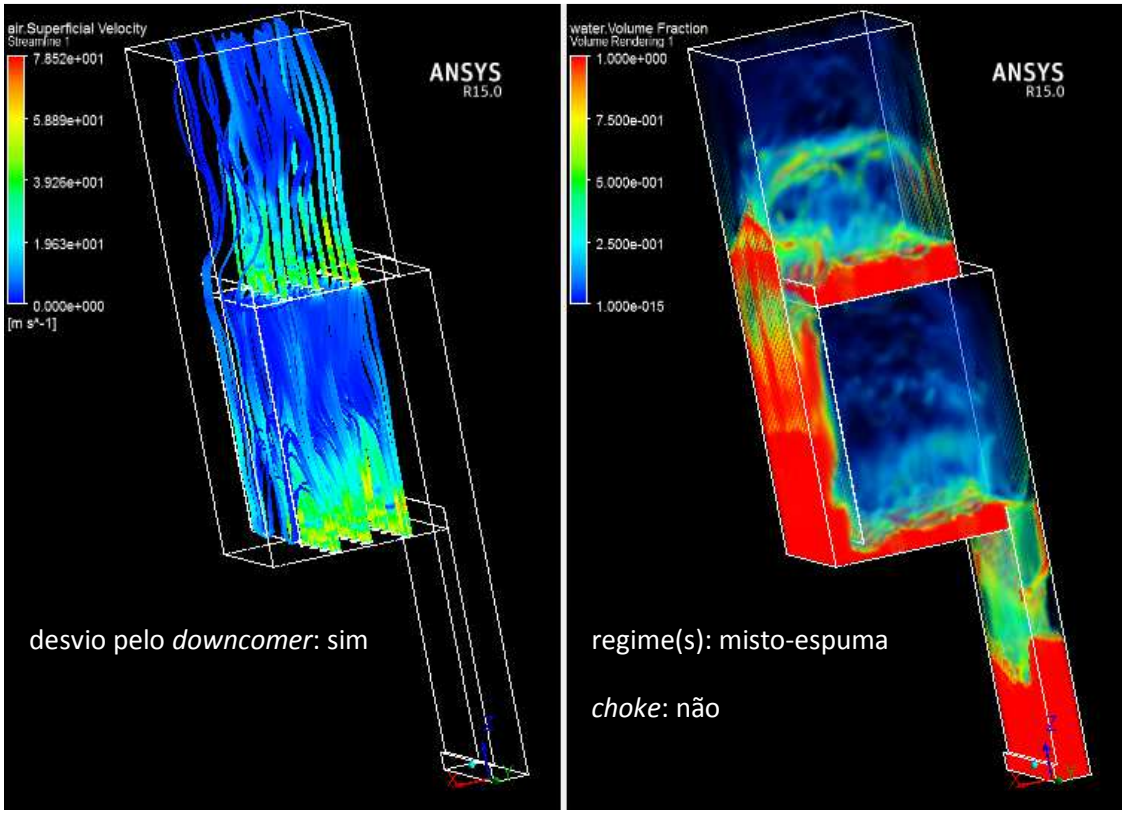

Figura 58: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 4,9 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,12 m/s.

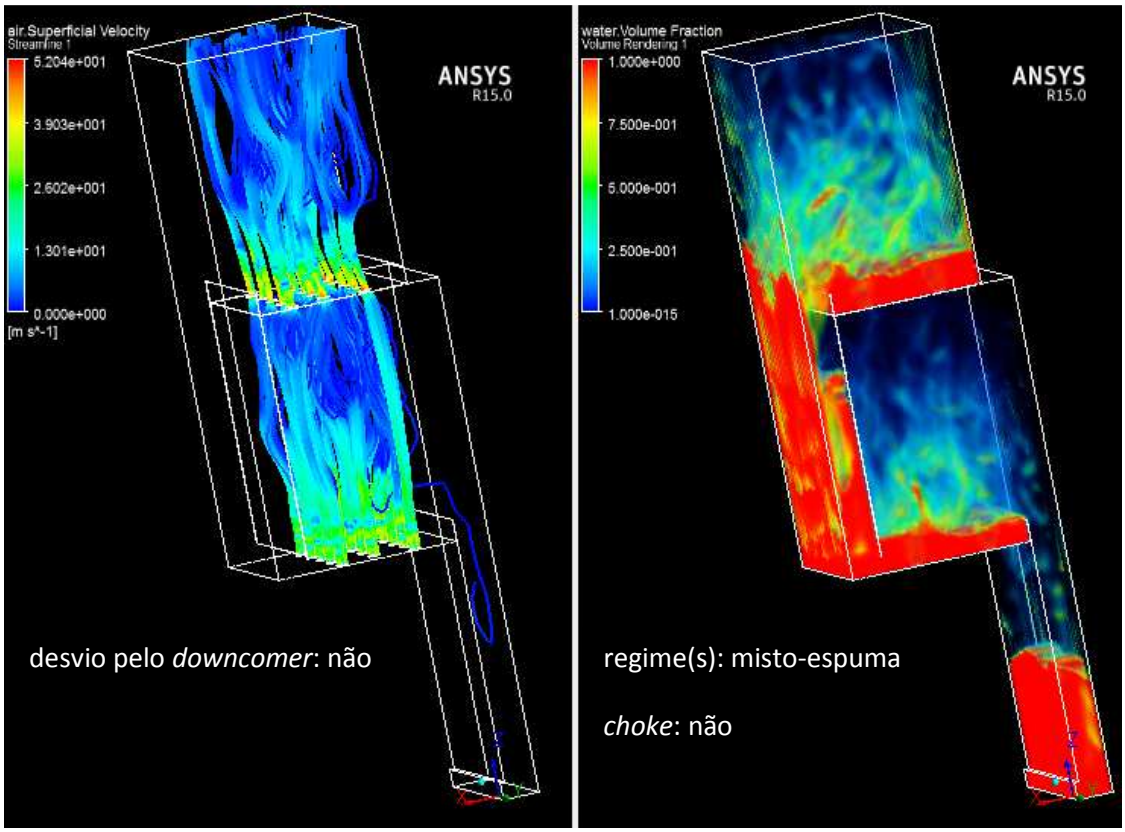

Figura 59: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 4,9 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 15 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

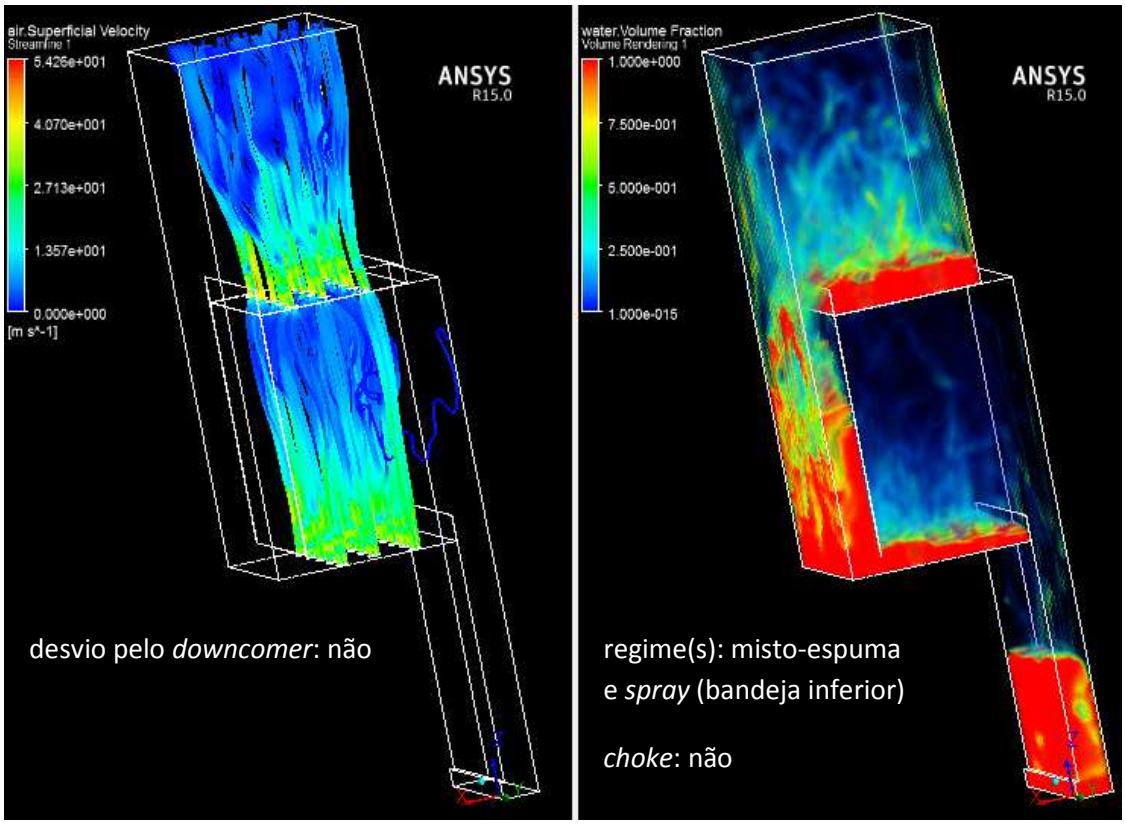

Figura 60: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 4,9 % de área perfurada, vertedor de 0,060 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

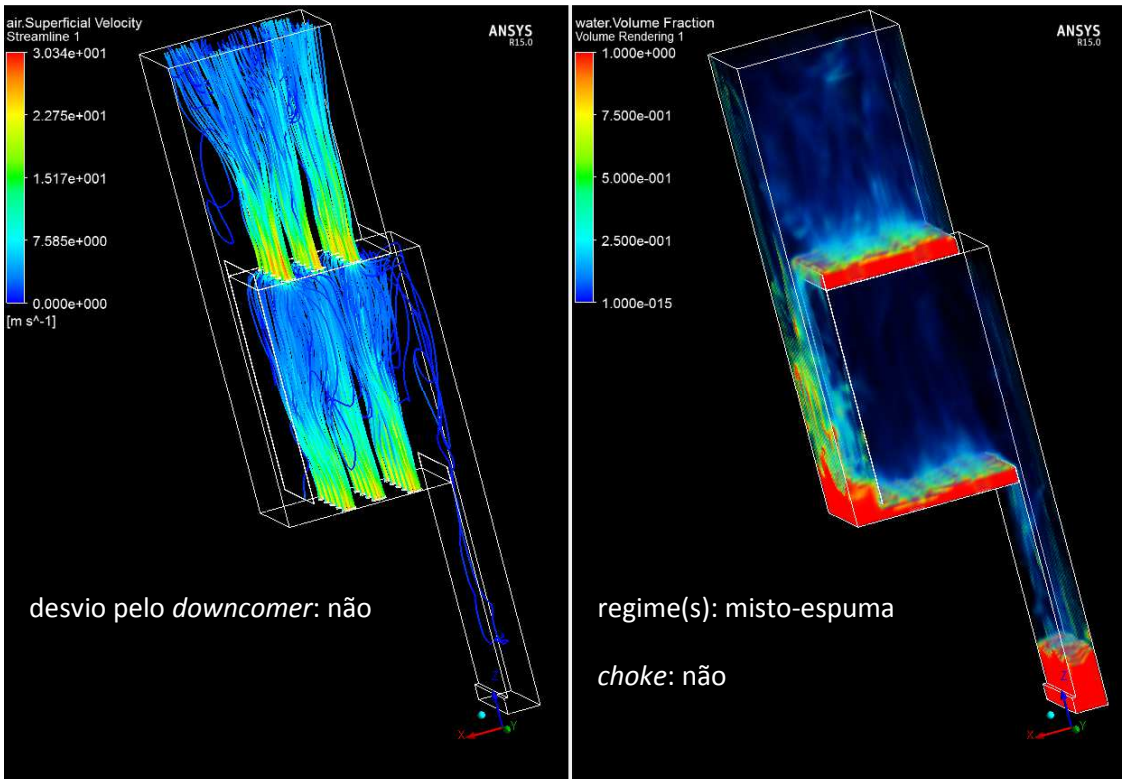

Figura 61: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,040 m, carga sobre o vertedor de 2,5 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

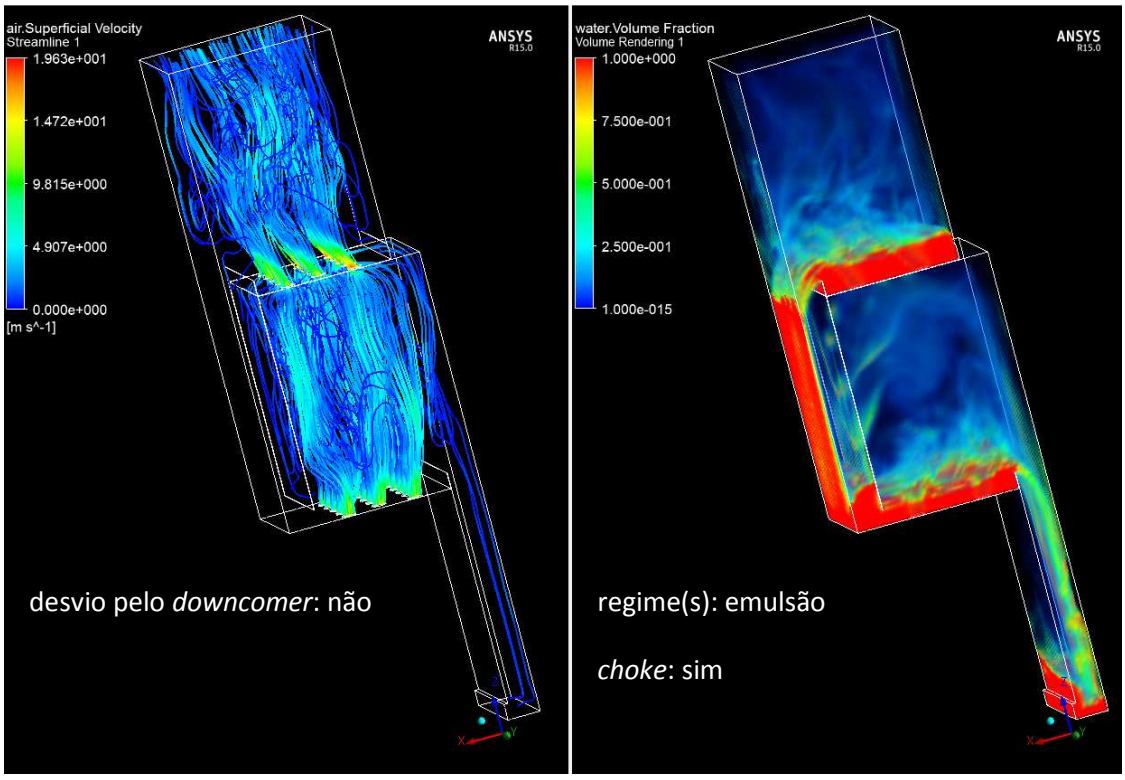

Figura 62: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,040 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,04 m/s.

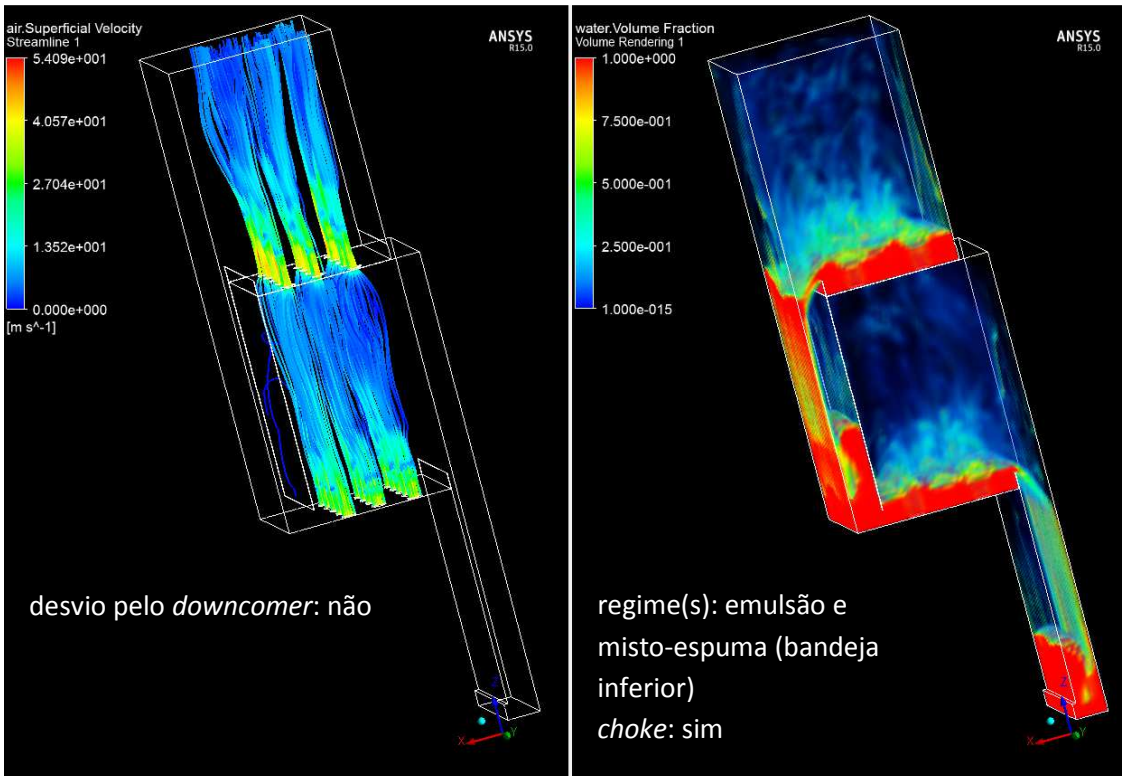

Figura 63: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,040 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,12 m/s.

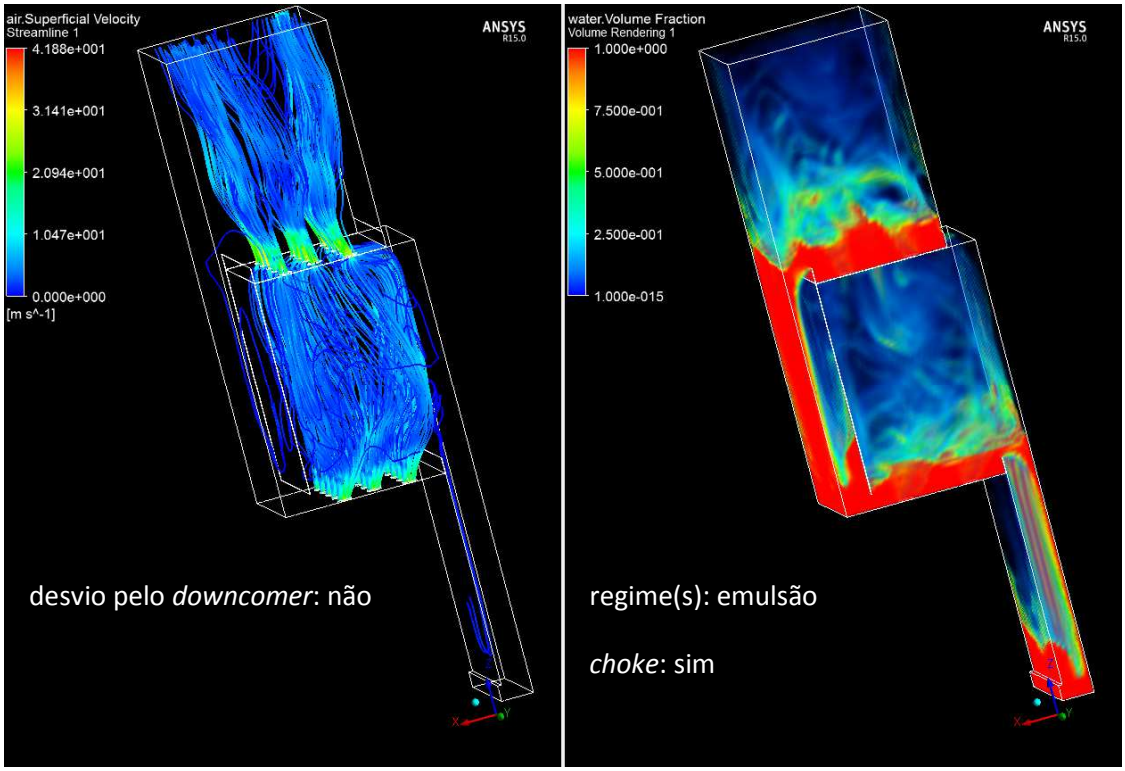

Figura 64: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,040 m, carga sobre o vertedor de 15 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

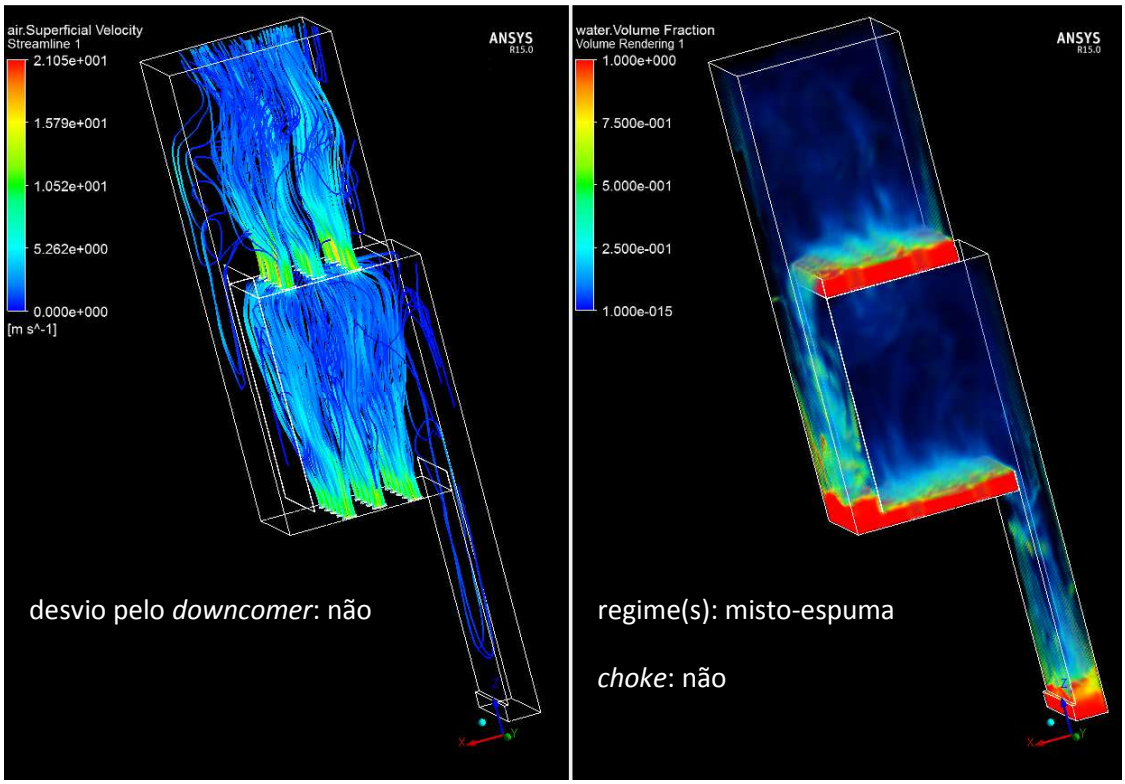

Figura 65: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 2,5 gpm/in e C_{SB} = 0,04 m/s.

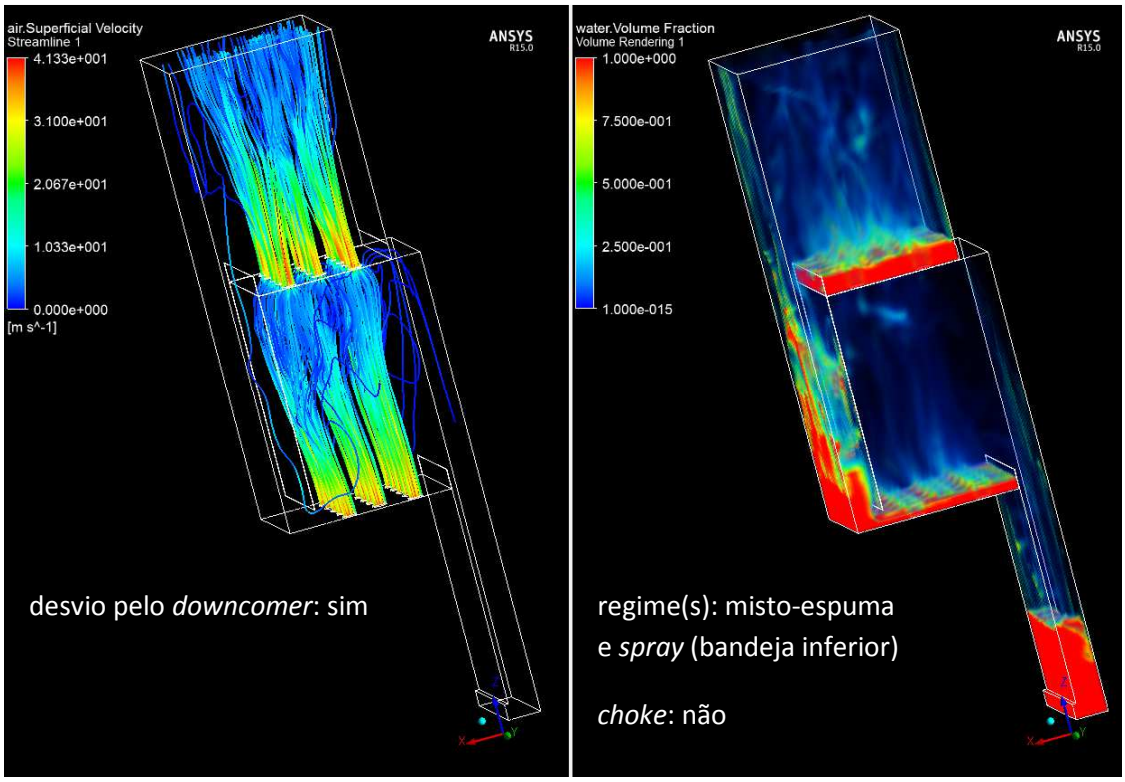

Figura 66: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 2,5 gpm/in e C_{SB} = 0,12 m/s.

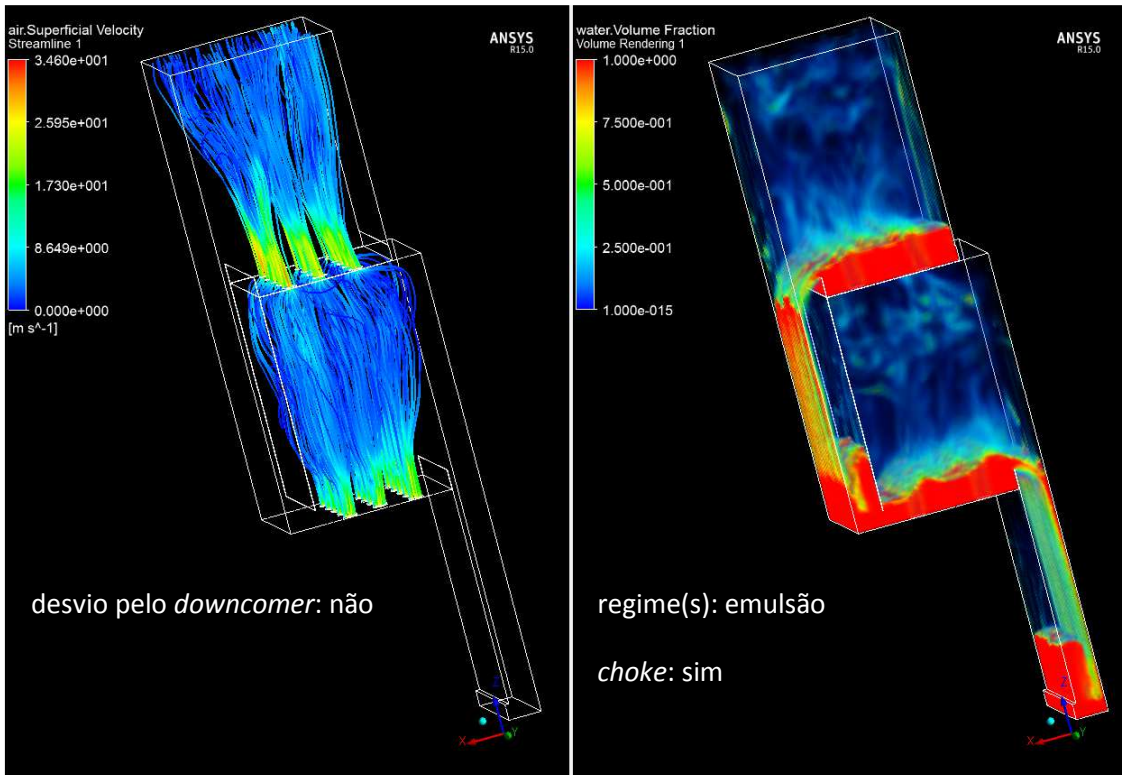

Figura 67: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

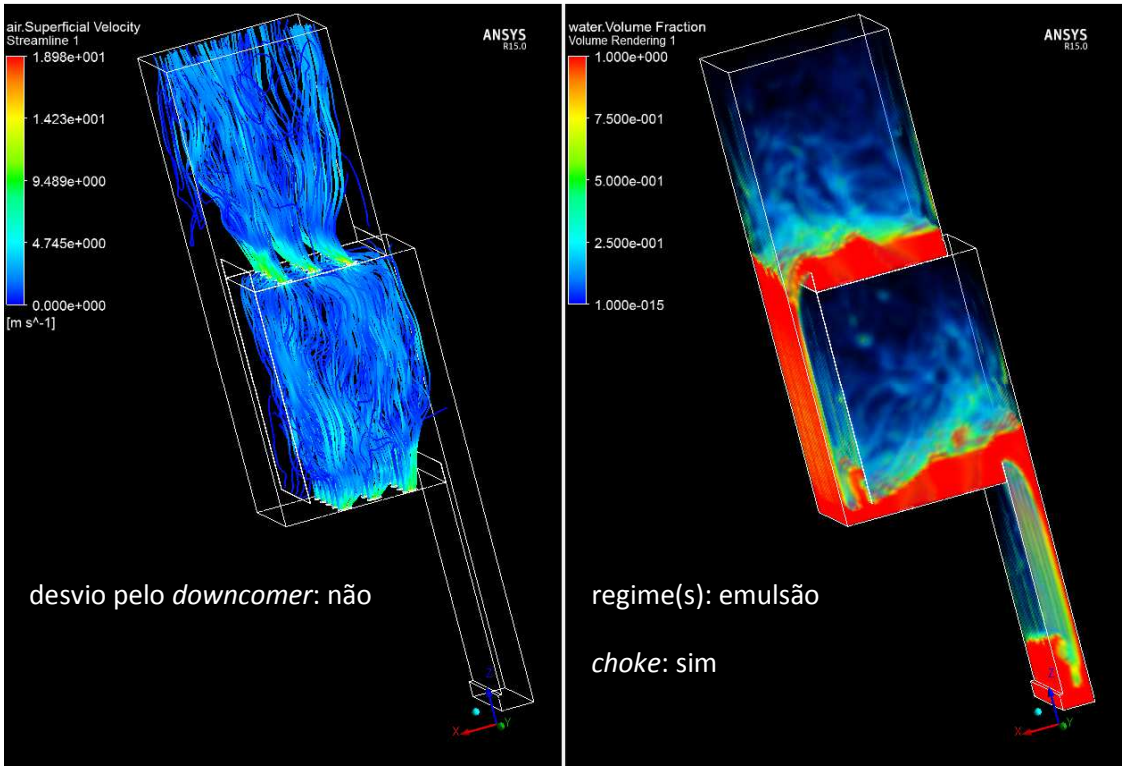

Figura 68: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 15 gpm/in e C_{SB} = 0,04 m/s.

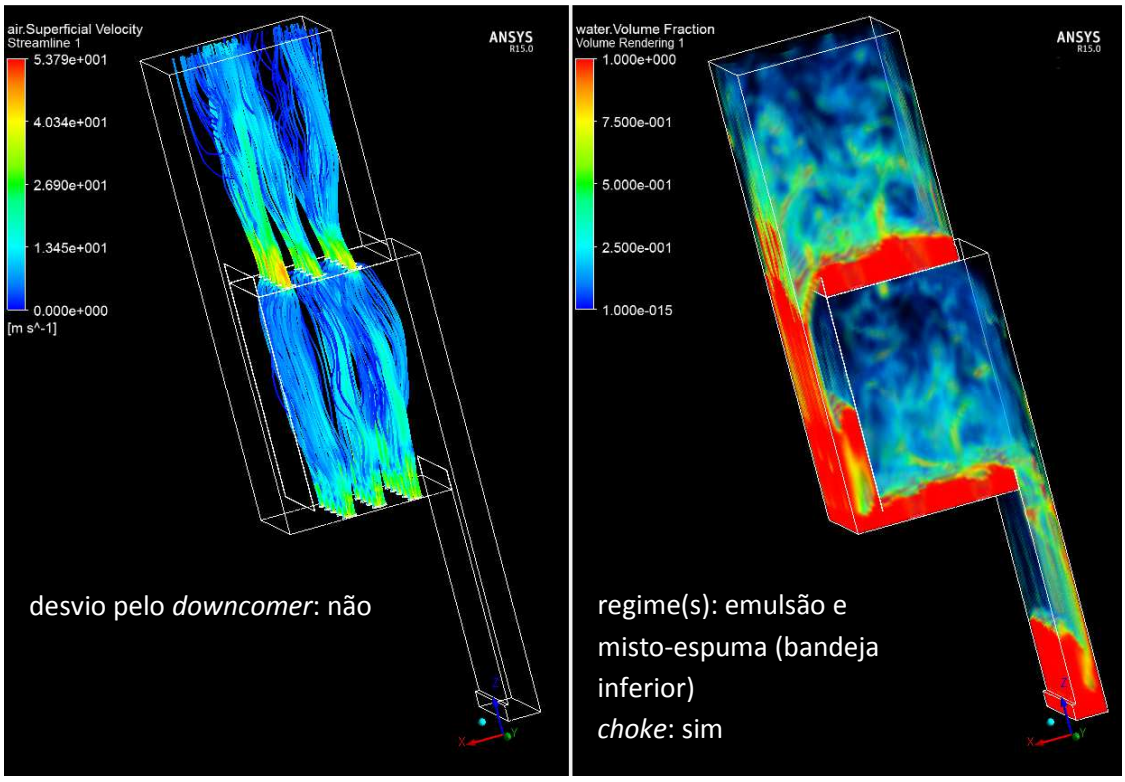

Figura 69: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 15 gpm/in e C_{SB} = 0,12 m/s.

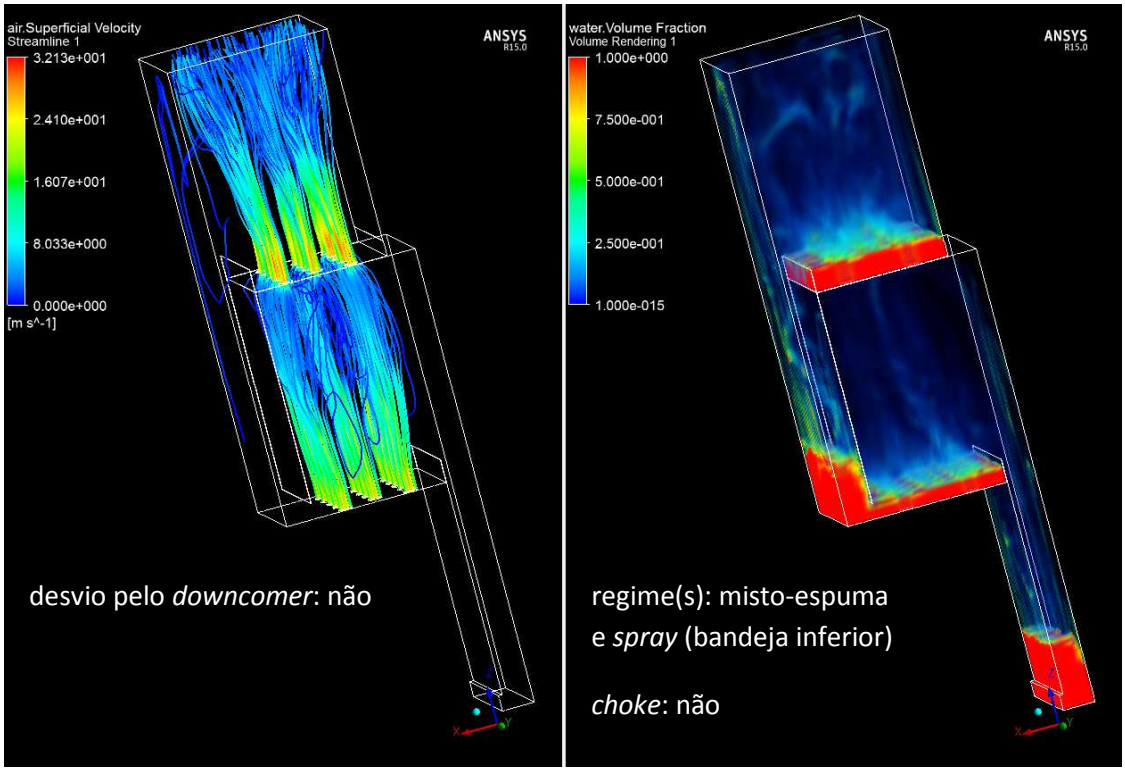

Figura 70: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,060 m, carga sobre o vertedor de 2,5 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

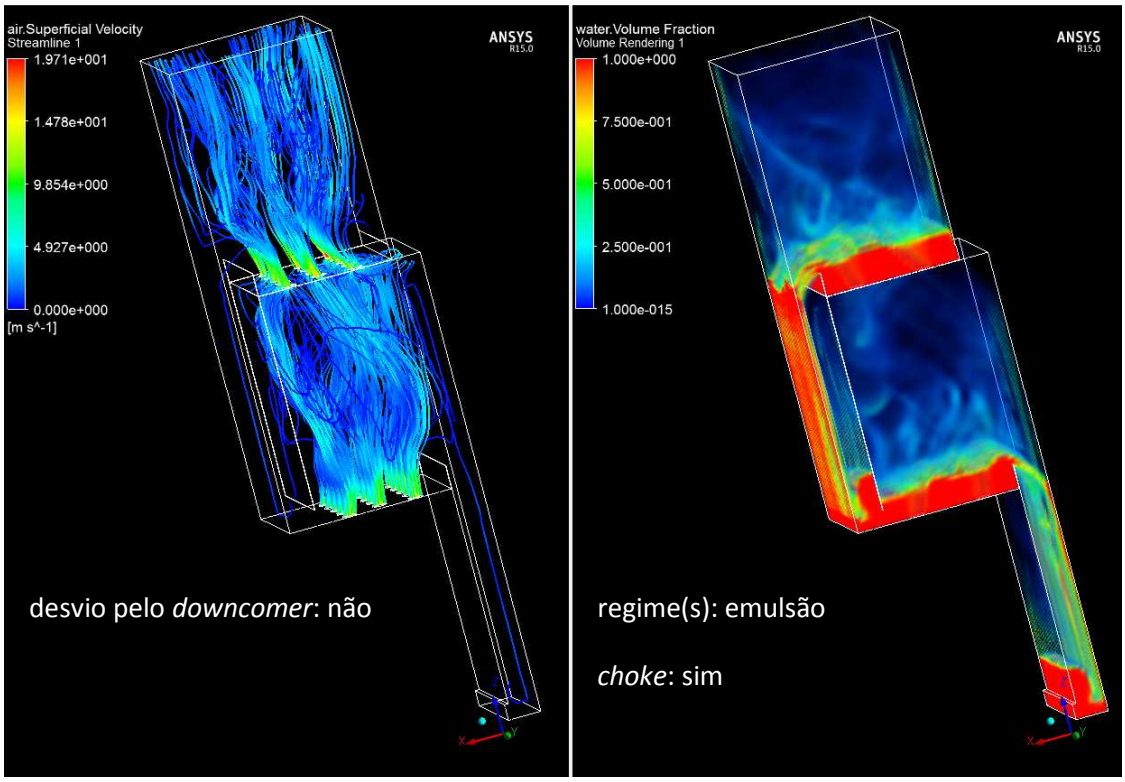

Figura 71: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,060 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,04 m/s.

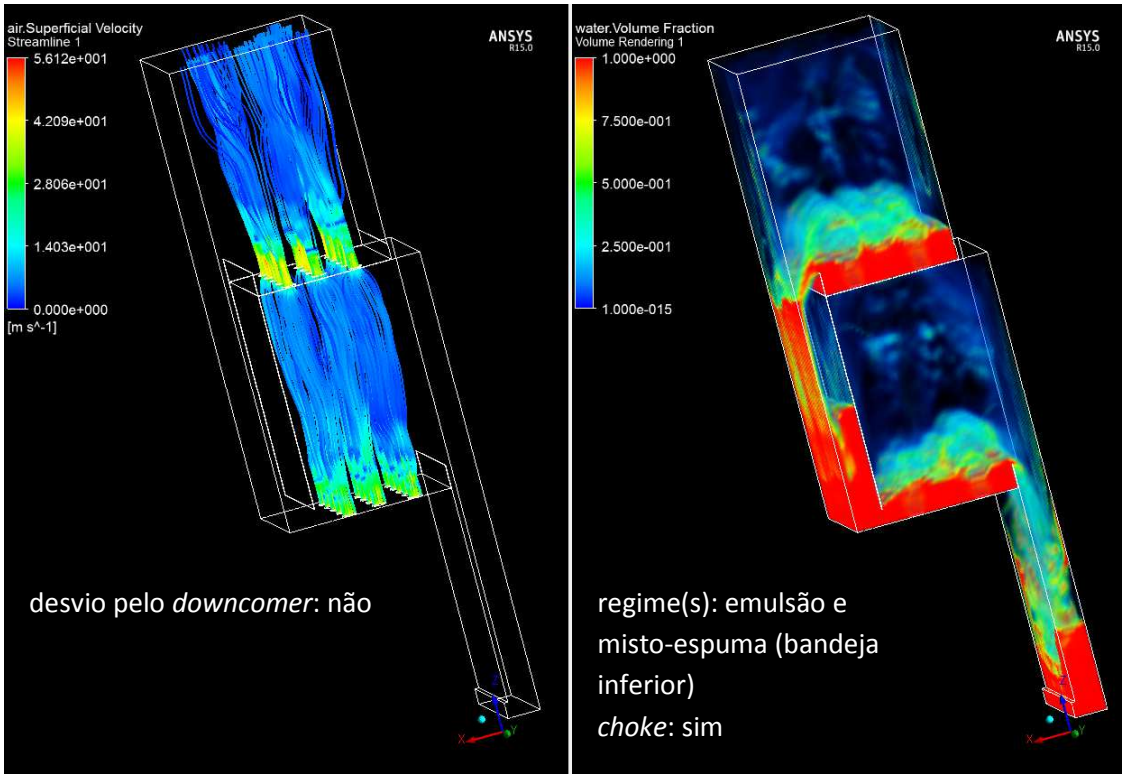

Figura 72: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,060 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,12 m/s.

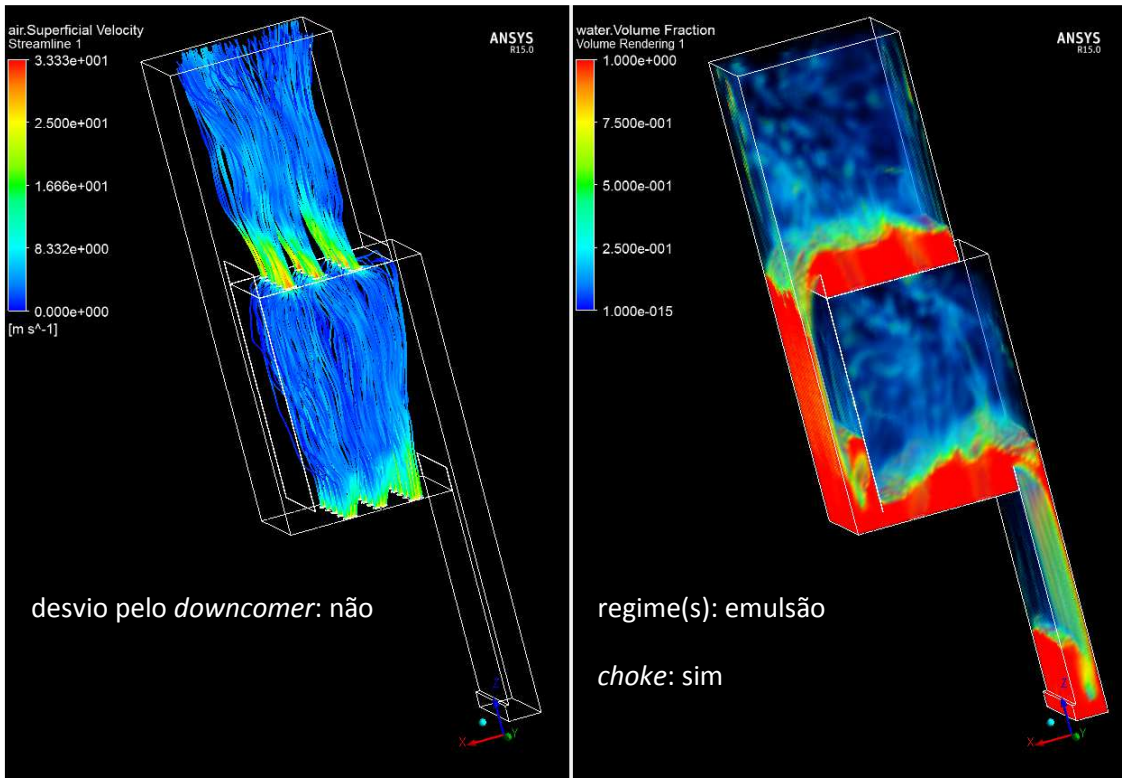

Figura 73: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 9,1 % de área perfurada, vertedor de 0,060 m, carga sobre o vertedor de 15 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

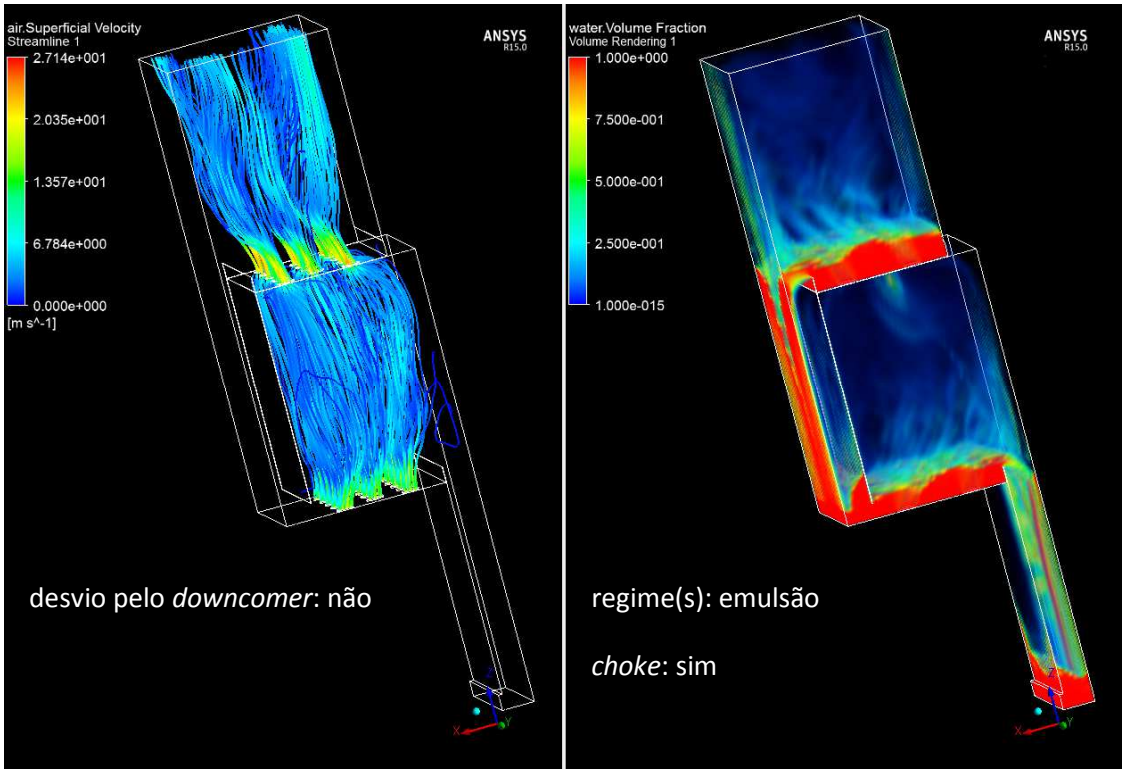

Figura 74: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 13,3 % de área perfurada, vertedor de 0,040 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

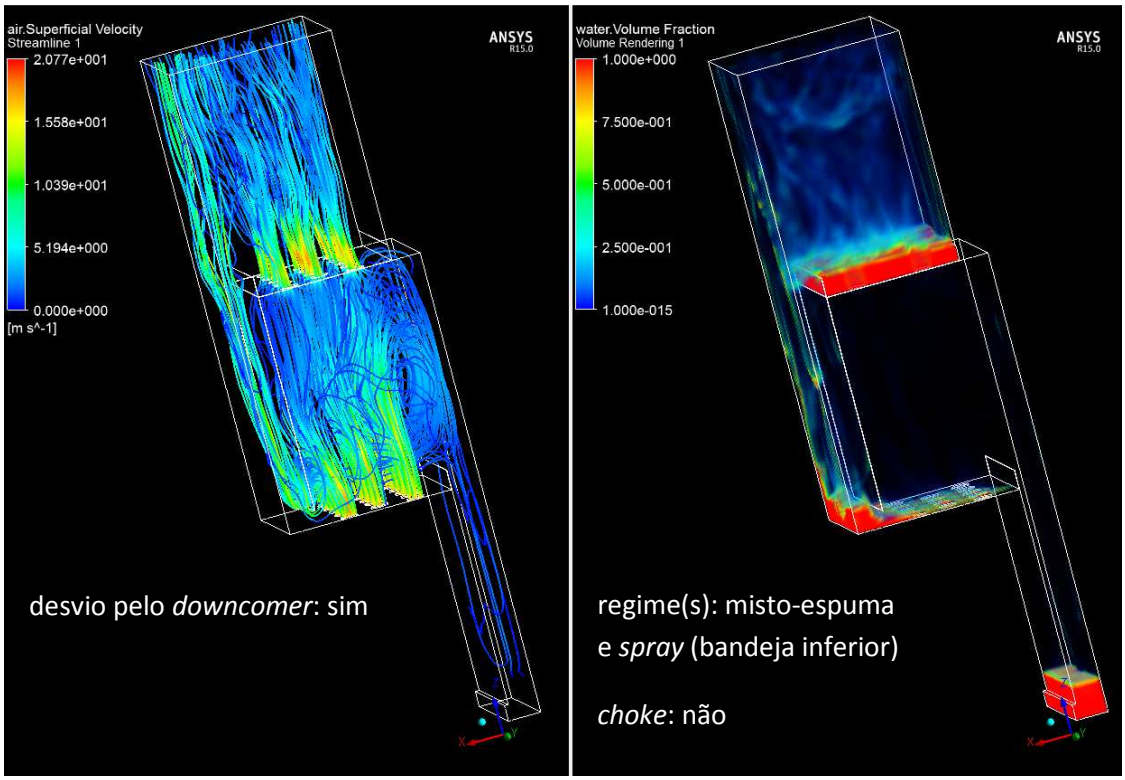

Figura 75: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 13,3 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 2,5 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

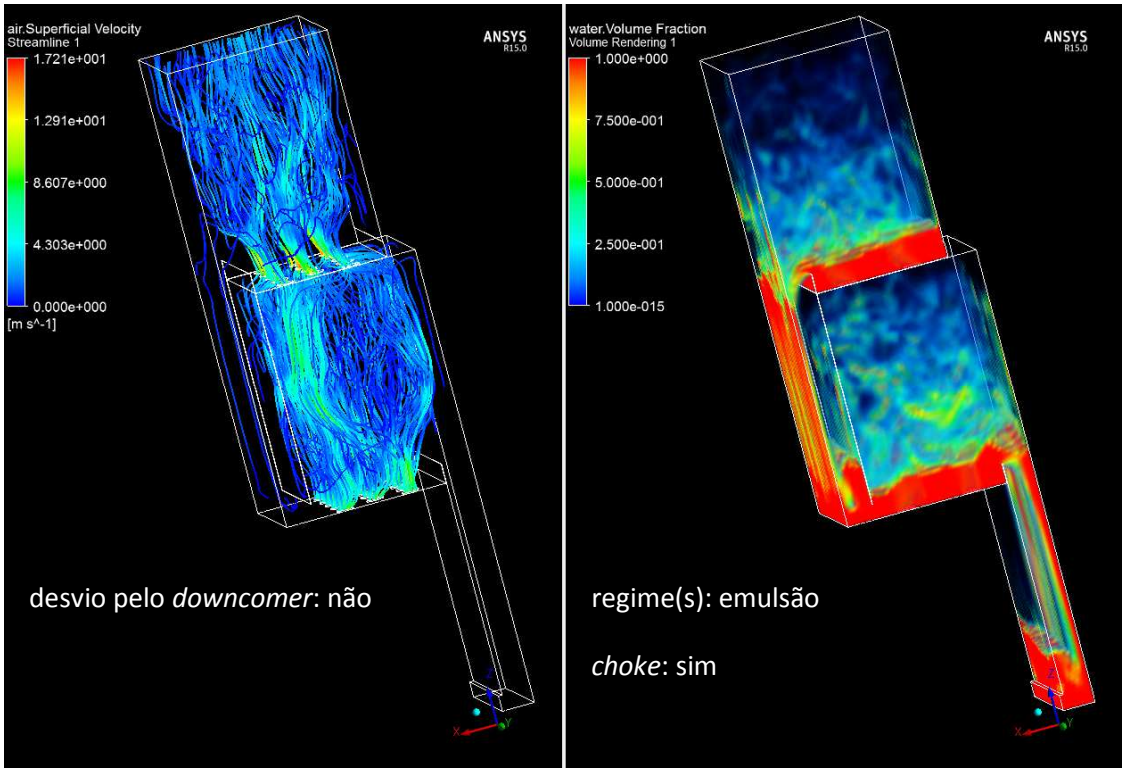

Figura 76: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 13,3 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,04 m/s.

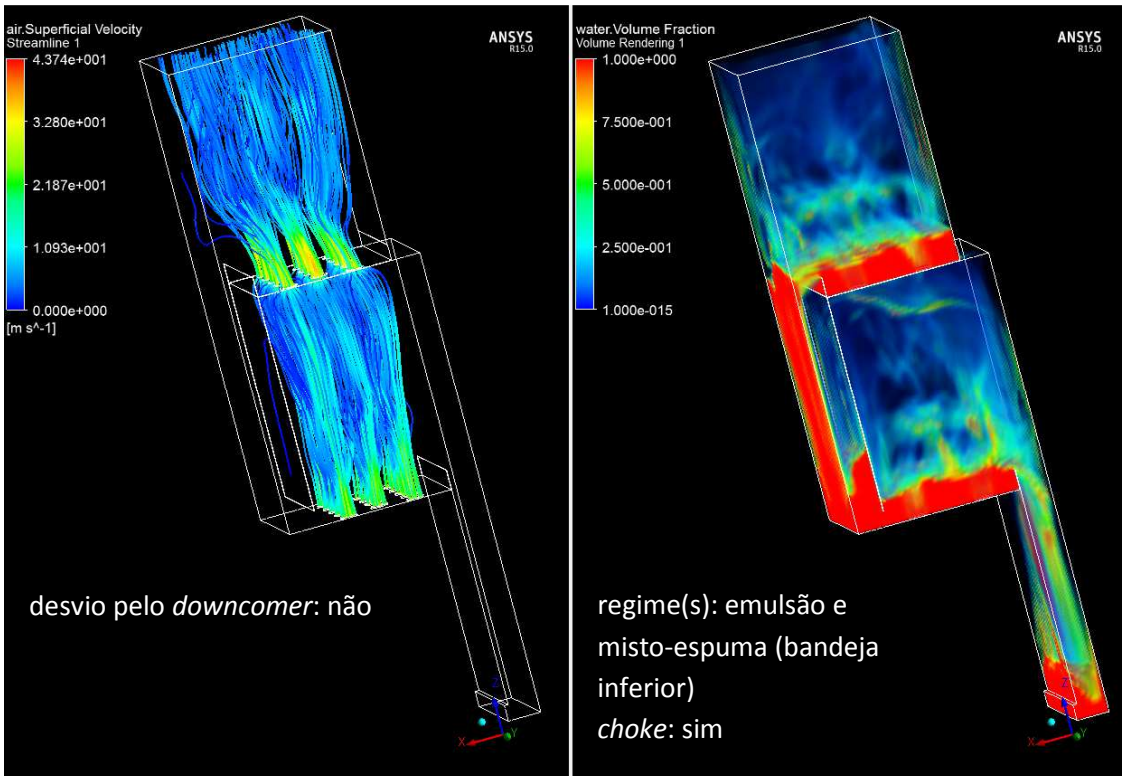

Figura 77: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 13,3 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,12 m/s.

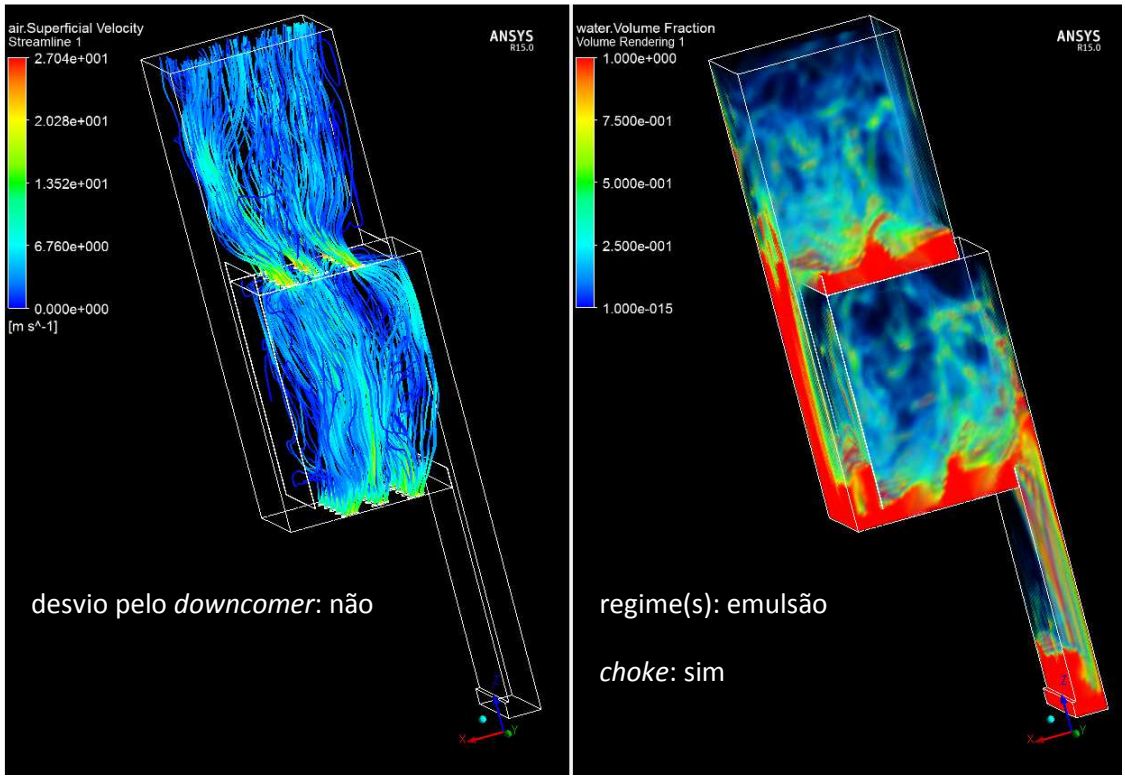

Figura 78: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 13,3 % de área perfurada, vertedor de 0,050 m, carga sobre o vertedor de 15 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.

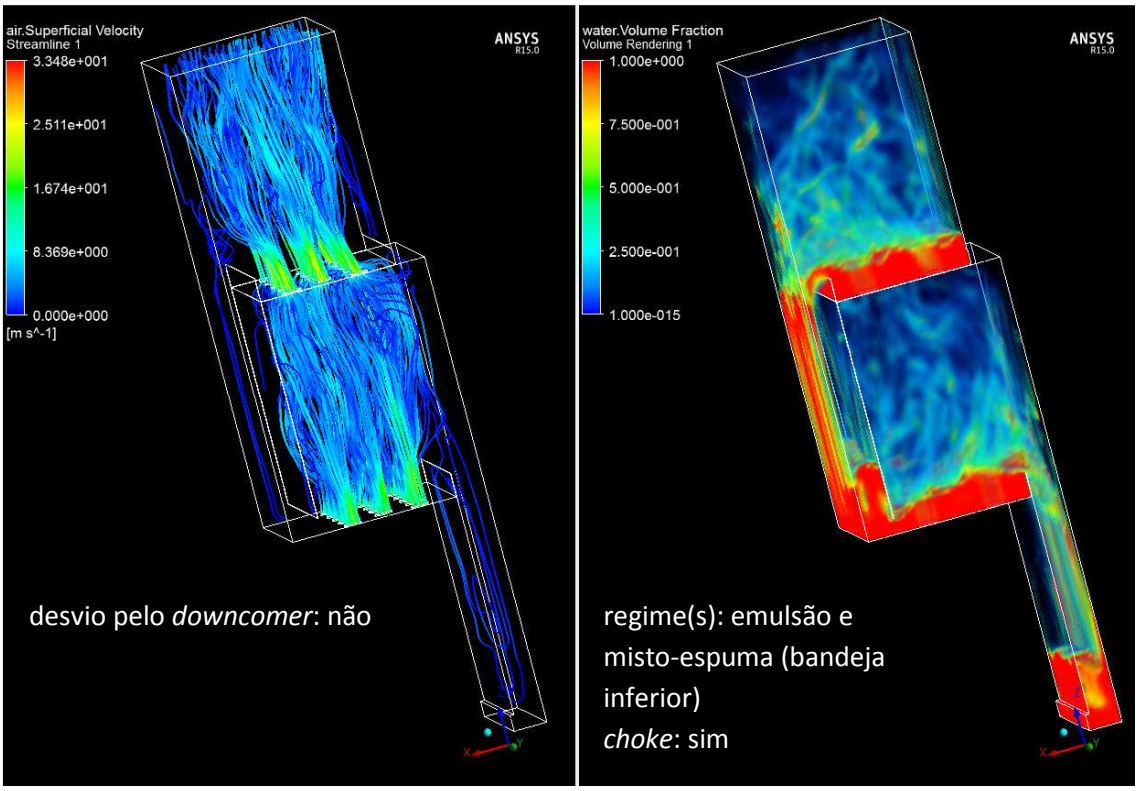

Figura 79: Linhas de corrente do ar e fração volumétrica de água para o arranjo com 13,3 % de área perfurada, vertedor de 0,060 m, carga sobre o vertedor de 8,8 gpm/in e C_{SB} = 0,08 m/s.