UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS
DEPARTAMENTO DE ENERGIA NUCLEAR
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM TECNOLOGIAS ENERGÉTICAS E NUCLEARES

MILTON DOS SANTOS VIANA

ESTUDO E MODELAGEM DA RECIRCULAÇÃO DE SÓLIDOS EM UMA UNIDADE PILOTO A FRIO TIPO CRAQUEAMENTO CATALÍTICO

Recife
2023

MILTON DOS SANTOS VIANA

ESTUDO E MODELAGEM DA RECIRCULAÇÃO DE SÓLIDOS EM UMA UNIDADE PILOTO A FRIO TIPO CRAQUEAMENTO CATALÍTICO

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial para obtenção do título de Doutor em Tecnologias Energéticas e Nucleares.

Área de concentração: Aplicações de radioisótopos na agricultura e no meio-ambiente.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Costa Dantas.

Coorientador: Prof. Dr. Mário Augusto Bezerra da Silva.

Recife

2023

Catalogação na fonte
Bibliotecária Rosineide Mesquita Gonçalves da Luz, CRB-4 / 1368

V614e Viana, Milton dos Santos.

Estudo e modelagem da recirculação de sólidos em uma unidade piloto a frio tipo craqueamento catalítico / Milton dos Santos Viana. – 2023.

123 folhas, il., abr., sigl.e tab.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Costa Dantas.

Coorientador: Prof. Dr. Mário Augusto Bezerra da Silva.

Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares, 2023.

Inclui Referências e Apêndices.

1. Energia Nuclear. 2. Craqueamento Catalítico Fluido; 3. Modelo recirculação; 4. Núcleo anular; 5. Simulações perfis axiais. I. Dantas, Carlos Costa (Orientador) II. Silva, Mário Augusto Bezerra da (Coorientador), III. Título.

UFPE

621.4837 CDD (22. ed.) BCTG/2024 -103

MILTON DOS SANTOS VIANA

ESTUDO E MODELAGEM DA RECIRCULAÇÃO DE SÓLIDOS EM UMA UNIDADE PILOTO A FRIO TIPO CRAQUEAMENTO CATALÍTICO

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial para obtenção do título de Doutor em Tecnologias Energéticas e Nucleares. Área de concentração: Aplicações de radioisótopos na agricultura e no meio-ambiente.

Aprovada em: 15/08/2023.

BANCA EXAMINADORA

Participação por videoconferência
Prof. Dr. Carlos Costa Dantas (Examinador Interno)
Universidade Federal de Pernambuco

Participação por videoconferência
Prof. Dr. Fernando Roberto de Andrade Lima (Examinador Interno)
Universidade Federal de Pernambuco

Participação por videoconferência
Prof. Dr. José Araújo dos Santos Júnior (Examinador Interno)
Universidade Federal de Pernambuco

Participação por videoconferência
Prof. Dr. Sílvio de Barros Melo (Examinador Externo)
Universidade Federal de Pernambuco

Participação por videoconferência
Prof. Dra. Zahily Herrero Fernández (Examinador Externo)
Universidade Federal de Pernambuco

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus, autor da vida, que, ao longo desse tempo, foi iluminando o meu pensar, me sustentando diante dos muitos percalços enfrentados e abrindo as portas para que eu pudesse concluir essa importante etapa em minha carreira.

À minha mãe, Juracy Maria dos Santos, por seu amor e sua contínua intercessão por mim ao longo desse período.

Ao meu orientador, prof. Dr. Carlos Costa Dantas, por me acolher e por sua dedicação em compartilhar sua imensa sabedoria de forma magistral. Dado o tema complexo escolhido, foi ele quem me ajudou a manter o foco e atingir a meta.

Ao meu coorientador, prof. Dr. Mário Augusto Bezerra da Silva, pela amizade e pelos muitos conselhos dados.

À Universidade Federal de Pernambuco (UFPE), ao Departamento de Energia Nuclear (DEN) e ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares (PROTEN) pela oportunidade em realizar o curso de doutorado.

À CAPES, pelo apoio financeiro por meio da concessão da bolsa.

Ao professor Dr. Vinícius Saito Monteiro de Barros, por toda a ajuda dispensada e aos professores Dr. Fernando Roberto de Andrade Lima, Dr. José Araújo dos Santos Júnior, Dr. Sílvio de Barros Melo, Dr.ª Zahily Herrero Fernandez e Dr. Hilário Jorge Bezerra de Lima Filho, pelas contribuições acrescentadas.

Aos familiares, pelo amor, apoio e incentivo.

Aos amigos do DEN: Bruno, Eudes, Leandro, Pamalla e Victor pelo companheirismo e por terem sido ombro amigo nos momentos mais difíceis. Ao amigo Zacarias, por sempre deixar o ambiente limpo e cheiroso, além de preparar um café delicioso. Ao amigo Me. Antônio Otávio de Santana (In memoriam), por suas contribuições, conselhos e por sempre alegrar o ambiente com sua playlist musical eclética e de qualidade.

Aos amigos do trabalho: Alfredo, Alane, Bianca, Jeane, Jonatha, José, Luís e Roberto, por todo incentivo.

A Adson, Daniel, Maelyson e Mário, cuja amizade supera o tempo e distância.

Aos irmãos e irmãs da Comunidade Católica Shalom pela fraternidade e intercessão.

Enfim, a todos aqueles que contribuíram direta ou indiretamente para a realização desse trabalho.

RESUMO

O processo de craqueamento catalítico fluido (Fluid Catalytic Cracking - FCC) é amplamente utilizado na produção industrial de gasolina e outros derivados do petróleo. A recirculação (back-mixing) de sólidos é um fenômeno inerente a geometria do reator de FCC, no transporte de sólidos em fase densa, causando aumento no tempo de residência do catalisador no *riser*, onde ocorrem as reações de craqueamento. A compreensão desse fenômeno é necessária para avaliar o desempenho do *rise*r, no ciclo do catalisador, CFB (Circulating Fluidized Bed). A fluidodinâmica do FCC é estudada, usualmente, em experimentos conduzidos em Unidades Piloto a Frio (UPF), tipo FCC. Uma das formas de acessar o problema é através do estudo e quantificação da espessura (δ) da camada de recirculação de sólidos. Ela é baseada no modelo núcleo-anular no qual as partículas de sólido se difundem radialmente em direção ao filme de partículas em queda próximo à parede do *riser*, formando uma região anular de partículas em movimento descendente em torno de um núcleo central de partículas em movimento ascendente. Este trabalho propõe uma equação para calcular a espessura (δ) da camada de recirculação de sólidos, constituída de parâmetros do sólido diâmetro e densidade da partícula; da geometria do riser altura e diâmetro; das condições de operação fração volumetria de sólidos, velocidade superficial do gás e taxa de fluxo de sólidos. A nova equação apresentou o erro relativo de 13,8 %, o menor valor na comparação com as equações da literatura. O intervalo de confiança de 95 %, ajustou os dados da equação proposta cujos valores estão melhor distribuídos na comparação com dados da literatura. Um Modelo Fluidodinâmico Unidimensional (MFU), da literatura, integrou a metodologia desenvolvida por meio de códigos escritos em ambiente MATLAB®, para simular os perfis fluidodinâmicos ao longo do riser. Os perfis calculados reproduziram dados da literatura tomados como referência. Em seguida, foi simulado o escoamento do fluxo gás-sólido da Unidade Piloto a Frio (UPF) para diferentes condições de operação. Os perfis fluidodinâmicos estão apresentados em gráficos obtidos com os códigos seguindo a metodologia, os resultados estão analisados e discutidos em comparação com a literatura. Os resultados foram utilizados para calcular a espessura (δ) da camada de recirculação de sólidos e foi avaliada a capacidade de predição com a equação proposta.

Palavras-chave: craqueamento catalítico fluido; modelo recirculação; núcleo-anular; simulações perfis axiais.

ABSTRACT

The process of Fluid Catalytic Cracking (FCC) is widely used in the industrial production of gasoline and other petroleum derivatives. The recirculation of solids is an inherent phenomenon in the geometry of the FCC reactor, in the transport of solids in a dense phase, causing an increase in the residence time of the catalyst in the riser, where cracking reactions occur. Understanding this phenomenon is necessary to evaluate the riser's performance in the catalyst cycle, CFB (Circulating Fluidized Bed). The fluid dynamics of FCC are usually studied in experiments conducted in Cold Pilot Units (CPU), FCC type. One way to address the problem is through the study and quantification of the thickness (δ) of the solid recirculation layer. It is based on the core-annular model in which solid particles radially diffuse towards the falling particle film near the riser wall, forming an annular region of particles moving downward around a central core of particles moving upward. This work proposes an equation to calculate the thickness (δ) of the solid recirculation layer, consisting of parameters of solid particle diameter and density; riser geometry height and diameter; operating conditions volumetric fraction of solids, gas superficial velocity, and solid flow rate. The new equation had a relative error of 13.8%, the lowest value compared to equations from the literature. The 95% confidence interval adjusted the data from the proposed equation, whose values are better distributed compared to literature data. A One-Dimensional Fluid Dynamic Model (MFU) from the literature integrated the methodology developed using codes written in the MATLAB® environment to simulate fluid dynamic profiles along the riser. The calculated profiles reproduced literature data used as a reference. Then, the flow of the gas-solid stream from the Cold Pilot Unit (CPU) was simulated for different operating conditions. The fluid dynamic profiles are presented in graphs obtained with the codes following the methodology, and the results are analyzed and discussed in comparison to the literature. The results were used to calculate the thickness (δ) of the solid recirculation layer, and the predictive capacity of the proposed equation was evaluated.

Keywords: fluid catalytic cracking; recirculation model; core-annular; axial profile simulations.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Diagrama esquemático do processo de FCC em leito fluidizado..... 22
Figura 2 - Esquema da Unidade Piloto a Frio (UPF)..... 24
Figura 3 - Classificação de partículas segundo Geldart (1973)..... 25
Figura 4 - Regimes de fluidização..... 27
Figura 5 - Diagrama taxa de fluxo de sólidos vs. velocidade superficial do gás.... 32
Figura 6 - Clusters de partículas em movimento ascendente e descendente no riser..... 33
Figura 7 - Diferentes padrões de fluxo em sistemas de transporte pneumático vertical, destacando sistemas com e sem ponto de estrangulamento (choking)..... 34
Figura 8 - Forças agindo em uma partícula suspensa em um gás ascendente..... 38
Figura 9 - Perfis axiais de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) para diferentes valores de taxa de fluxo de sólidos (G_s)..... 41
Figura 10 - Variação da fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) na base do riser para diferentes valores de taxa de fluxo de sólidos (G_s)..... 41
Figura 11 - Diagrama do modelo núcleo-anular..... 49
Figura 12 - Diagramas esquemáticos de estruturas de fluxo, considerando paredes e entrada..... 49
Figura 13 - Comparação de tamanhos de aglomerados observados com modelos de suspensão de aglomerados homogêneos..... 50
Figura 14 - Diagrama axial de clusters de partículas e o filme de parede em queda..... 52
Figura 15 - Perfil axial da espessura da camada de recirculação baseada em dois tipos de medições..... 56
Figura 16 - Espessura da camada de recirculação adimensional (δ/D) como função do valor médio da fração volumétrica de sólidos (ϵ_s)..... 57
Figura 17 - Gráfico de paridade dos valores de δ/D previstos com a Equação proposta por Wei *et al*. (1997) e os medidos..... 61
Figura 18 - Diagrama de um leito fluidizado de recirculação..... 64
Figura 19 - Fluxograma do Código 1 do MFU..... 77
Figura 20 - Fluxograma do Código 2 do MFU..... 78

Figura 21 - Fluxograma do Código 4 do MFU..... 80
Figura 22 - Fluxograma do Código para a determinação de U_{ch}..... 83
Figura 23 - Modelo núcleo-anular a partir de resultados de simulação CFD e da Equação (72)..... 86
Figura 24 - Modelo núcleo-anular a partir de resultados experimentais e da Equação (72)..... 87
Figura 25 - Perfil axial da espessura da camada de recirculação (δ) a partir de resultados de simulação CFD..... 87
Figura 26 - Perfil axial da espessura da camada de recirculação (δ) a partir de resultados experimentais..... 88
Figura 27 - $\delta_{previstos}$ com a equação de Werther (1994) vs. $\delta_{medidos}$..... 90
Figura 28 - $\delta_{previstos}$ com a equação de Bi *et al*. (1996) vs. $\delta_{medidos}$..... 91
Figura 29 - $\delta_{previstos}$ com a equação de Harris *et al.* (2002) vs. $\delta_{medidos}$..... 91
Figura 30 - $\delta_{previstos}$ com a equação de Equação (76) vs. $\delta_{medidos}$..... 91
Figura 31 - Modelo núcleo-anular a partir de resultados de simulação CFD e da Equação (76)..... 93
Figura 32 - Modelo núcleo-anular a partir de resultados experimentais e da Equação (76)..... 93
Figura 33 - Parâmetros fluidodinâmicos obtidos por Arastoopour e Gidaspow (1979)..... 94
Figura 34 - Parâmetros fluidodinâmicos obtidos, a partir dos dados da Tabela 3, com os códigos do MFU..... 95
Figura 35 - Parâmetros fluidodinâmicos obtidos por Wang *et al.* (2010) 95
Figura 36 - Fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtida com os códigos do MFU..... 96
Figura 37 - Velocidade de ambas as fases (u_g e u_s) obtidas com os códigos do MFU 97
Figura 38 - Perfis de velocidade de partículas e de choking para cada uma das velocidades superficiais da fase gasosa analisadas..... 98
Figura 39 - Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para U_g de 4 m/s e diferentes valores G_s..... 99
Figura 40 - Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para U_g de 6 m/s e diferentes valores G_s..... 100
Figura 41 - Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para U_g de 8 m/s e diferentes valores G_s..... 100

Figura 42 - Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para U_g de 10 m/s e diferentes valores G_s..... 101
Figura 43 - Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para G_s fixa e U_g variando..... 101
Figura 44 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para U_g de 4 m/s e diferentes valores G_s..... 102
Figura 45 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para U_g de 6 m/s e diferentes valores G_s..... 102
Figura 46 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para U_g de 8 m/s e diferentes valores G_s..... 103
Figura 47 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para U_g de 10 m/s e diferentes valores G_s..... 103
Figura 48 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para G_s fixa e U_g variando 104
Figura 49 - Perfil de espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para U_g de 4 m/s e diferentes valores G_s..... 105
Figura 50 - Perfil de espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para U_g de 6 m/s e diferentes valores G_s..... 105
Figura 51 - Perfil de espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para U_g de 8 m/s e diferentes valores G_s..... 106
Figura 52 - Perfil de espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para U_g de 10 m/s e diferentes valores G_s..... 106
Figura 53 - Perfil da espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para G_s fixa e U_g variando..... 107
Figura 54 - δ/D previstos por meio do MSR..... 108

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Valores experimentais de espessura da camada de recirculação adimensional (δ/D) para diferentes conjuntos experimentais publicados na literatura compilados por Harris *et al.* (2002) 59

Tabela 2 - Dimensões geométricas do riser, propriedades da partícula e condições de operação consideradas por Arastoopur e Gidaspow (1979) 81

Tabela 3 - Dimensões geométricas do riser, propriedades da partícula e condições de operação consideradas por Wang *et al.* (2010) 82

Tabela 4 - Erro relativo (mínimo, médio e máximo) dos valores de δ/D gerados com as equações de (1) a (6) e outras cinco equações da literatura para os dados dos 11 conjuntos experimentais da Tabela 1..... 85

Tabela 5 - Valores de espessura da camada de recirculação (δ) calculadas com a Equação (69) para as duas condições mencionadas acima..... 86

Tabela 6 - Comparativo entre os valores da espessura (δ) calculados através de quatro equações (Werther (1994), Bi *et al.* (1996), Harris *et al.* (2002) e Equação (76)) 89

Tabela 7 - Valores de espessura da camada de recirculação (δ) calculadas com a Equação (75) para as duas condições mencionadas acima..... 92

Tabela 8 - Condições de colapso para o riser analisado nas simulações numéricas 98

Tabela 9 - Matriz das duas variáveis codificadas para obtenção de equação equivalente para o cálculo de δ/D por meio do MSR 107

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CAD	Computer Aided Design
CFB	Circulating Fluidized Bed
CFD	Computational Fluid Dynamic
CPFD	Computational Particle Fluid Dynamic
DEN	Departamento de Energia Nuclear
EDO	Equação Diferencial Ordinária
EMMS	Energy-Minimization Multi-Scale
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
ER	Erro Relativo
FCC	Fluid Catalytic Cracking
FFT	Fast Fourier Transformer
FR	Fluidização Rápida
HDCFB	High Density Circulating Fluidized Bed
IC	Intervalo de Confiança
IP	Intervalo de Previsão
MFU	Modelo Fluidodinâmico Unidimensional
MMQ	Mínimos Múltiplos Quadrados
MSR	Método da Superfície de Resposta
PSD	Particle Size Distribution
RCFB	Recirculating Fluidized Bed
RK4	Método de Runge-Kutta de Quarta Ordem
RK5	Método de Runge-Kutta de Quinta Ordem
RPT	Radioactive Particle Tracking
RTD	Residence Time Distribution
TFD	Transporte de Fase Fluida
UPF	Unidade Piloto a Frio
UPFV	Unidade Piloto a Frio Virtual
VPC	Valve for Pressure Control

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área da seção transversal do *riser*
A_c	Área da região nuclear
A_{cr}	Área da seção transversal da coluna do retorno
A_0	Área da seção transversal da válvula de injeção de sólidos aberta para o fluxo
Ar	Número de Arquimedes
Ar_m	Número de Reynolds modificado
C_d	Coeficiente de descarga da válvula de injeção de sólidos
C_D	Coeficiente de arrasto
D	Diâmetro do *riser*
d_{cl}	Diâmetro do cluster
d_p	Diâmetro da partícula sólida
ER(%)	Erro relativo percentual
F_D	Força de arrasto sobre a partícula sólida
f_g	Fator de atrito
Fr	Número de Froude
Frd_{cl}	Número de Froude do aglomerado (cluster) de partículas sólidas
Frd_p	Número de Froude da partícula sólida
f_s	Força de arrasto por unidade de volume
f_w	Força de atrito entre o gás e a parede
g	Aceleração da gravidade
G_s	Taxa de fluxo de sólidos
H	Altura do *riser*
H/D	Razão entre altura e diâmetro do *riser*
i	Inventário de catalisador
k	Número de variáveis
M	Variável medida
M_r	Massa de catalisador em circulação no *riser*
$\dot{m}_s$	Taxa de injeção de sólidos
N	Tamanho da amostra
P	Variável prevista
Pe	Número de Peclet

Q_g	Vazão volumétrica de gás
R^2	Coeficiente de determinação
r_c	Raio da região nuclear
Re	Número de Reynolds
Re_c	Número de Reynolds de transição
Re_{mf}	Número de Reynolds para mínima fluidização
Re_s	Número de Reynolds do sólido
Re_{se}	Número de Reynolds crítico para o gás
Re_t	Número de Reynolds terminal
S	Variância
U_c	Velocidade de transição
U_{ch}	Velocidade de choking
u_{cl}	Velocidade do aglomerado de partículas sólidas
U_g	Velocidade superficial do gás
u_g	Velocidade da fase gasosa
U_s	Velocidade superficial do sólido
U_{mb}	Velocidade mínima de borbulhamento
U_{mf}	Velocidade mínima de fluidização
U_{ms}	Velocidade de gás mínima para formação de *slugs*
u_s	Velocidade da fase sólida
U_{se}	Velocidade crítica do gás
U_t	Velocidade terminal da partícula sólida
U_{tr}	Velocidade de transporte
V_g	Volume do gás
v_{slip}	Velocidade de escorregamento
v^*_{slip}	Velocidade de escorregamento adimensional modificada
V_{total}	Volume total
x	Altura do espaçador
X	Matriz com N linhas e (k + 1) colunas
X^T	Matriz transposta de X
y	Variável resposta
Y	Vetor coluna com N valores
Z	Altura de medição

Z/H	Altura adimensional
$z_{\alpha/2}$	Valor crítico de uma distribuição z
$\beta_0, ..., \beta_k$	Parâmetros
δ	Espessura da camada de recirculação
δ/D	Espessura adimensional da camada de recirculação
ΔP_0	Variação de pressão através da válvula de injeção de sólidos
Δt	Intervalo de tempo
ε	Ruído ou erro observado na resposta
ϵ_{bulk}	Fração volumétrica de empacotamento
ϵ_{cl}	Fração volumétrica do aglomerado de partículas sólidas
ϵ_g	Fração volumétrica do gás
ϵ_{gb}	Fração volumétrica de gás na base do *riser*
ϵ_{mf}	Fração volumétrica de mínima fluidização
ϵ_s	Fração volumétrica de sólidos
μ_g	Viscosidade dinâmica do gás
Φ	Razão entre a área da região nuclear e a área do *riser*
ρ_{bulk}	Densidade de empacotamento
ρ_g	Densidade do gás
ρ_s	Densidade do sólido
θ	Ângulo entre o eixo do *riser* e a linha horizontal

SUMÁRIO

1	**INTRODUÇÃO**	**18**
2	**OBJETIVOS**	**20**
2.1	GERAL	20
2.2	ESPECÍFICOS	20
3	**REVISÃO DE LITERATURA**	**21**
3.1	CRAQUEAMENTO CATALÍTICO FLUIDO (FLUID CATALYTIC CRACKING – FCC)	21
3.2	FLUIDIZAÇÃO E LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE (CIRCULATING FLUIDIZED BED – CFB)	23
3.3	CLASSIFICAÇÃO DE PARTÍCULAS	25
3.4	REGIMES DE FLUIDIZAÇÃO	26
3.4.1	**Leito fixo**	**27**
3.4.2	**Fluidização borbulhante**	**29**
3.4.3	**Fluidização tipo Slug**	**29**
3.4.4	**Fluidização turbulenta**	**30**
3.4.5	**Fluidização rápida**	**31**
3.4.6	**Transporte pneumático**	**33**
3.5	PARÂMETROS FLUIDODINÂMICOS E DE OPERAÇÃO	35
3.5.1	**Fração volumétrica do gás (ϵ_g) e fração volumétrica dos sólidos (ϵ_s)**	**35**
3.5.2	**Velocidade superficial do gás (U_g)**	**36**
3.5.3	**Velocidade intersticial da fase gasosa (u_g) e da fase sólida (u_s)**	**36**
3.5.4	**Velocidade terminal de uma partícula (U_t)**	**37**
3.5.5	**Taxa de fluxo de sólidos (G_s)**	**39**
3.5.6	**Velocidade de choking (U_{ch})**	**41**
3.6	MODELO FLUIDODINÂMICO UNIDIMENSIONAL (MFU)	42
3.7	RECIRCULAÇÃO DE SÓLIDOS	47
3.8	TESTES ESTATÍSTICOS	67
3.8.1	**Erro relativo percentual (ER)**	**67**
3.8.2	**Coeficiente de determinação (R^2)**	**68**
3.8.3	**Intervalo de Confiança (IC)**	**68**
3.8.4	**Modelo de Superfície de Resposta (MSR)**	**69**

3.8.4.1 Modelo de primeira ordem 69
3.8.4.2 Modelo de segunda ordem 70
3.9 UTILIZAÇÃO DO MATLAB® 70
4 MATERIAIS E MÉTODOS 71
4.1 MODELOS PARA CÁLCULO DA ESPESSURA ADIMENSIONAL DA CAMADA DE RECIRCULAÇÃO (δ/D) 71
4.2 COMPARAÇÃO ENTRE OS MODELOS PROPOSTOS E EQUAÇÕES DA LITERATURA 75
4.3 DISTRIBUIÇÃO RADIAL DA ESPESSURA (δ) DA CAMADA DE RECIRCULAÇÃO DE ACORDO COM O MODELO NÚCLEO-ANULAR ... 75
4.4 DESENVOLVIMENTO DOS CÓDIGOS DE COMPOSIÇÃO DO MODELO FLUIDODINÂMICO UNIDIMENSIONAL (MFU) 76
4.5 MÉTRICA DE AVALIAÇÃO DOS CÓDIGOS DO MFU 81
4.6 DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE CHOKING (U_{ch}) 82
4.7 SIMULAÇÕES COM O MFU PARA UMA UNIDADE PILOTO A FRIO (UPF) 83
5 RESULTADOS 85
5.1 ANÁLISE DOS MODELOS PROPOSTOS PARA O CÁLCULO DE δ/D, TESTES ESTATÍSTICOS E DETERMINAÇÃO DO PERFIL NÚCLEO-ANULAR 85
5.2 PERFIS FLUIDODINÂMICOS OBTIDOS NA AVALIAÇÃO DOS CÓDIGOS DO MFU 94
5.3 CÁLCULO DA VELOCIDADE DE CHOKING (U_{ch}) E DETERMINAÇÃO DO VALOR MÁXIMO DA TAXA DE FLUXO DE SÓLIDOS (G_s) 98
5.4 APLICAÇÃO DA EQUAÇÃO PROPOSTA NAS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO DA UPF 99
5.5 ANÁLISE DA EQUAÇÃO PROPOSTA POR MEIO DO MÉTODO DA SUPERFÍCIE DE RESPOSTA (MSR) 107
6 CONCLUSÕES 110
7 PERSPECTIVAS DE TRABALHOS FUTUROS 111
REFERÊNCIAS 112
APÊNDICE A – CÓDIGO 1 DO MFU 121
APÊNDICE B – CÓDIGO 2 DO MFU 122

APÊNDICE C – CÓDIGO 3 DO MFU 123
APÊNDICE D – CÓDIGO 4 DO MFU 124

1 INTRODUÇÃO

A demanda global por combustíveis de transporte continuará a crescer e será atendida principalmente por gasolina e diesel. Apesar da crescente conscientização sobre os impactos ambientais desses combustíveis fósseis e um impulso rumo à transição para fontes de energia mais limpas, a infraestrutura existente e a dependência atual desses combustíveis tornam a transição mais lenta. A Empresa de Pesquisa Energética (EPE) registrou um consumo de 64,7 bilhões de litros de diesel em 2022 e projetam para 2023 uma demanda de 65,9 bilhões de litros. Com relação aos combustíveis do ciclo Otto (gasolina e etanol hidratado), o registro foi de 55,5 bilhões de litros consumidos em 2022 e projeção de uma demanda de 56,2 bilhões de litros para 2023 (Sadeghbeigi, 2012; EPE, 2023).

Portanto, o processo de craqueamento catalítico fluido (Fluid Catalytic Cracking - FCC) continua desempenhando um papel fundamental em uma refinaria integrada, sendo considerado o coração dessa e oferecendo maior rentabilidade na operação. O processo de FCC (Fluid Catalytic Cracking) consiste em uma conversão termo catalítica no qual moléculas de hidrocarbonetos de cadeia longa (massa molecular e ponto de ebulição elevados) são quebradas em moléculas menores, mais leves e de maior valor agregado, como gasolina, diesel e gás liquefeito de petróleo (GLP). Uma unidade de FCC tem os seguintes componentes básicos: o reator (*riser*) ocorre a conversão de hidrocarbonetos pesados em produtos mais leves; o vaso de separação é destinado à separação dos produtos gasosos e das partículas catalíticas e, por fim, a coluna de retorno, elemento responsável por reciclar as partículas catalíticas para a seção de craqueamento, garantindo assim o funcionamento contínuo e eficiente do processo. (Ancheyta, 2015; Oloruntoba *et al.*, 2022).

A recirculação/retro mistura/back-mixing de sólidos influencia significativamente o desempenho do reator (*riser*) de um CFB. Por esse motivo, uma melhor compreensão do comportamento de mistura de sólidos é fundamental para o projeto e operação dos *riser*s. A recirculação (back-mixing) de sólidos é um fenômeno inerente ao processo de FCC, sendo mais acentuado na região de transporte de sólido (catalisador) em fase densa e causando um aumento no tempo de residência do catalisador no *riser*. A retro mistura de sólidos é caracterizada por dois mecanismos: um fluxo homogêneo de aglomerados (clusters) de partículas de sólidos predominante na base do *riser*, e um fluxo núcleo-anular na parte superior. O modelo do regime núcleo-anular propõe que as partículas se difundam radialmente em direção ao filme de partículas em queda próximo à parede. Ao longo das décadas, o fenômeno da recirculação de sólidos em leitos fluidizados circulantes tem sido explorado de diversas maneiras, como: análise

da formação dos clusters de partículas, análise da distribuição do tempo de residência (Residence Time Distribution – RTD) do sólido e quantificação da espessura (δ) da camada de recirculação/espessura da camada de parede (Davidson, 2000; Johansson *et al.*, 2007; Lan *et al.*, 2013). Recentemente, uma das formas de estudo da recirculação de sólidos consiste na junção da análise de RTD com o uso de partícula rastreada radioativamente (Radioactive Particle Tracking – RPT). Tribedi *et al.*(2023) estudaram o comportamento do fluxo de sólidos em um riser de um CFB para um sólido pertencente ao Grupo B de Geldart. Utilizando uma única partícula rastreada radioativamente, mediram a RTD e as trajetórias da partícula em diferentes seções do riser. Os resultados indicaram que a seção inferior tinha maior mistura de retorno do que a seção média, e essa mistura de retorno diminuía com o aumento da velocidade do gás e ligeiramente com o aumento do fluxo de sólidos. Os dados do estudo confirmaram que as informações obtidas através da técnica RPT e RTD estão altamente correlacionadas e podem ser usadas com precisão para avaliar o comportamento de mistura em reatores ou vasos de processo.

A presente tese de doutorado aborda o back-mixing de sólidos em um CFB, com foco na quantificação da espessura (δ). Para alcançar esse objetivo, foi proposta uma equação que relaciona a espessura (δ) com parâmetros fluidodinâmicos, parâmetros geométricos do *riser* e condições de operação. A equação foi obtida por meio do Método dos Mínimos Múltiplos Quadrados, utilizando dados diversos da literatura. Além disso, a quantificação foi realizada para o *riser* da Unidade Piloto a Frio (UPF) localizada no Departamento de Energia Nuclear da Universidade Federal de Pernambuco (UFPE), utilizando resultados de simulações numéricas com um modelo fluidodinâmico unidimensional.

2 OBJETIVOS

O objetivo deste estudo é modelar o fenômeno da recirculação de sólidos no riser de uma unidade piloto tipo FCC, utilizando as equações propostas na literatura como base. Para isso, serão realizadas avaliações das equações existentes para entender as causas desse fenômeno. Além disso, será investigada a estrutura do fluxo de acordo com o modelo núcleo-anular nas dimensões da unidade piloto a frio. Serão analisados os parâmetros fluidodinâmicos presentes nas equações da literatura e será feita uma avaliação do comportamento desses parâmetros por meio de simulação computacional. O objetivo final é propor uma equação que modele a espessura da camada de recirculação, comparando-a com outras equações da literatura utilizando critérios estatísticos, e verificar o perfil dos valores previstos através da metodologia de simulação computacional.

2.1 GERAL

Modelar o fenômeno da recirculação de sólidos no *riser* de unidade piloto tipo FCC, por meio da avaliação das equações propostas na literatura.

2.2 ESPECÍFICOS

1. Estudar as causas da recirculação de sólidos no *riser* de uma unidade piloto tipo FCC por meio de avaliações das equações propostas na literatura;
2. Investigar a estrutura do fluxo segundo o modelo núcleo-anular nas dimensões da unidade piloto a frio (UPF);
3. Analisar o comportamento dos parâmetros fluidodinâmicos nas equações da literatura;
4. Avaliar o comportamento dos parâmetros das equações da literatura por meio de simulação computacional;
5. Propor uma equação que modele a espessura (δ) da camada de recirculação, comparando com outras equações da literatura por meio de critérios estatísticos e verificar o perfil dos valores previstos a partir da metodologia de simulação computacional.

3 REVISÃO DE LITERATURA

Na presente seção, inicialmente, abordaremos o craqueamento catalítico fluido (FCC), um processo vital na indústria de refino de petróleo. Em seguida, exploraremos conceitos essenciais de fluidização e leito fluidizado circulante (CFB), destacando suas aplicações e características operacionais. A classificação de partículas e os diferentes regimes de fluidização serão discutidos para uma melhor compreensão do comportamento das partículas em sistemas fluidizados. Em seguida, serão analisados os parâmetros fluidodinâmicos e de operação, oferecendo percepções sobre os fatores que afetam o comportamento do fluido e das partículas. O modelo fluidodinâmico unidimensional (MFU) será apresentado como uma ferramenta essencial para analisar e prever fenômenos em sistemas fluidizados. A recirculação de sólidos e a aplicação de testes estatísticos serão exploradas para avaliar a eficiência dos processos. Por fim, será discutido o uso do MATLAB® como uma ferramenta computacional para modelagem, simulação e análise de dados em estudos relacionados a sistemas fluidizados. Esta revisão abrangente proporcionará uma base sólida para entender os princípios e aplicações dos processos fluidodinâmicos e de partículas na indústria.

3.1 CRAQUEAMENTO CATALÍTICO FLUIDO (FLUID CATALYTIC CRACKING – FCC)

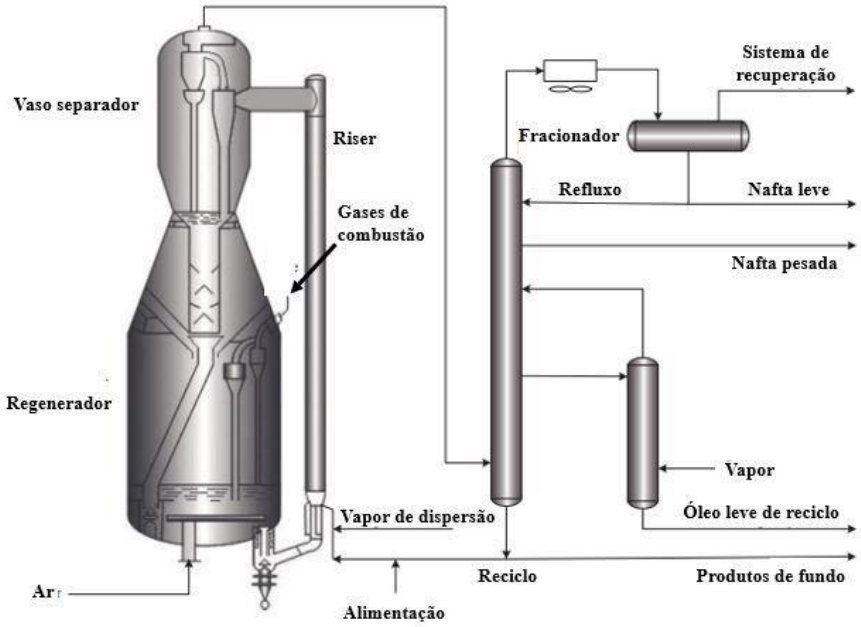
A demanda global por combustíveis de transporte continuará a crescer e será atendida principalmente por gasolina e diesel. Apesar da crescente conscientização sobre os impactos ambientais desses combustíveis fósseis e um impulso rumo à transição para fontes de energia mais limpas, a infraestrutura existente e a dependência atual desses combustíveis tornam a transição mais lenta. A Empresa de Pesquisa Energética (EPE) registrou um consumo de 64,7 bilhões de litros de diesel em 2022 e projetam para 2023 uma demanda de 65,9 bilhões de litros. Com relação aos combustíveis do ciclo Otto (gasolina e etanol hidratado), o registro foi de 55,5 bilhões de litros consumidos em 2022 e projeção de uma demanda de 56,2 bilhões de litros para 2023 (Sadeghbeigi, 2012; EPE, 2023).

Portanto, o processo de craqueamento catalítico fluido (Fluid Catalytic Cracking - FCC) continua desempenhando um papel fundamental em uma refinaria integrada, sendo considerado o coração dessa e oferecendo maior rentabilidade na operação (Ancheyta, 2015; Oloruntoba *et al.*, 2022).

Uma unidade industrial típica de FCC moderna (vide Figura 1) consiste nas seguintes etapas (Ancheyta, 2015):

- Pré-aquecimento e mistura da alimentação.
- Vaporização da mistura injetada no *riser*.
- Craqueamento da mistura vaporizada pela reação com o catalisador quente em forma de pó oriundo do regenerador.
- Encaminhamento da mistura craqueada para o fracionador e, assim, a produção dos diferentes tipos de combustíveis.
- Separação dos vapores dos produtos craqueados do catalisador gasto através da passagem por um conjunto de ciclones localizados no vaso separador.
- Lavagem do catalisador gasto com vapor para remoção de qualquer vapor de hidrocarboneto antes da passagem pelo regenerador.
- Regeneração do catalisador gasto pelo processo de queima do coque com ar. Esse processo é exotérmico e produz uma grande quantidade de calor, o qual é parcialmente incorporado ao catalisador regenerado.
- Remoção do catalisador arrastado pelo gás de combustão através de ciclones localizados no regenerador.
- Separação dos vapores dos produtos craqueados e envio para a seção de recuperação.

Figura 1 - Diagrama esquemático do processo de FCC em leito fluidizado.



Fonte: Adaptado de Ancheyta (2011).

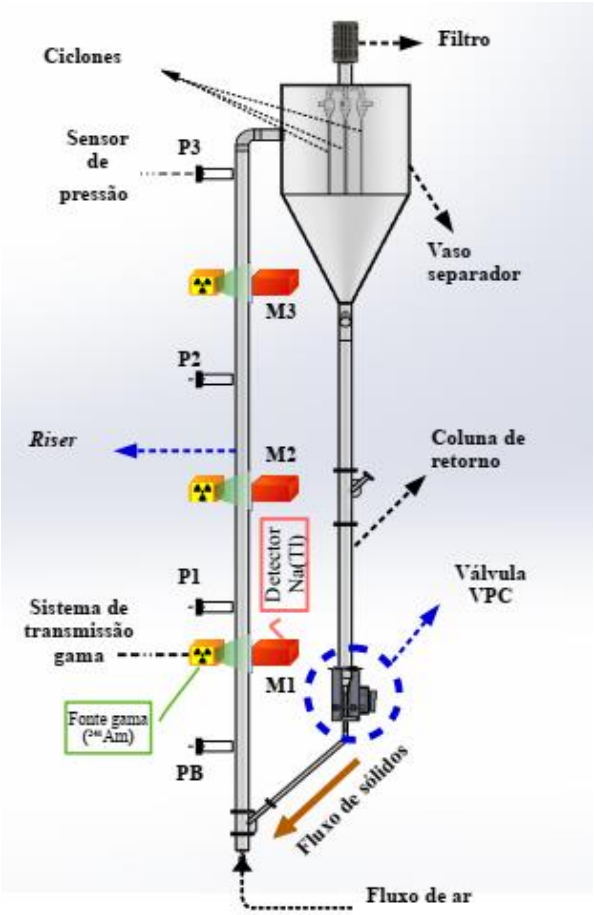
Para a manutenção da competitividade do processo de FCC, a pesquisa e desenvolvimento tecnológico estão concentrados em duas principais áreas: a fluidodinâmica e cinética das reações. Na primeira área, o foco está no estudo do fluxo multifásico envolvendo substâncias líquidas, sólidas e gasosas. Na segunda área, concentra-se no estudo das reações químicas que quebram os hidrocarbonetos. Essa divisão é necessária devido à complexidade do processo de FCC. As informações coletadas são usadas para simulação do processo industrial e introdução das inovações por meio do *scale-up*, sendo construído, para tal, um modelo físico denominado unidade piloto a frio (UPF). Cada grupo de pesquisa desenvolve seu próprio modelo e estratégia de investigação com base em seus objetivos (Moura, 2015).

3.2 FLUIDIZAÇÃO E LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE (CIRCULATING FLUIDIZED BED – CFB)

A fluidização é o fenômeno que consiste em conferir a um material granular sólido uma característica de comportamento fluidodinâmico. Isso é alcançado pela suspensão das partículas sólidas em um gás ou líquido. Por exemplo, quando um gás é introduzido na base de uma camada de partículas sólidas com baixa velocidade, ele atravessa a porosidade da camada. À medida que a velocidade do gás aumenta, aumenta também a força ascendente de arrasto nas partículas sólidas. Quando essa força iguala às forças gravitacionais descendentes, as partículas sólidas ficam suspensas no gás (Rodrigues, 2015).

O processo de FCC é uma das principais aplicações do denominado leito fluidizado circulante (Circulating Fluidized Bed – CFB), onde, como o próprio nome sugere, acontece a fluidização. Um CFB é a denominação de uma geometria específica em que todas as partículas são transportadas para fora do topo de um reator principal (*riser*) por uma velocidade de gás considerável e, em seguida, são recicladas para esse mesmo reator. Como apontando anteriormente, para propiciar a pesquisa do processo de FCC no ambiente acadêmico, são construídos protótipos físicos em laboratório, a UPF. A representação típica e simples da UPF instalada no laboratório do DEN - UFPE é mostrada na Figura 2.

Figura 2 - Esquema da Unidade Piloto a Frio (UPF).



Fonte: Cruz Filho (2019).

Após a entrada de ar comprimido, existem esferas de vidro que atuam como distribuidor do ar injetado no tubo. O controle dessa medida é feito por um medidor de vazão. Em seguida, encontra-se o reator *riser*, um tubo vertical com 6,76 m de altura e 0,092 m de diâmetro. Ao longo do *riser*, estão localizados quatro sensores de pressão em alturas específicas: 0,79 m, 2,13 m, 4,18 m e 6,03 m. Também estão posicionados três seções de teste (localizadas a 1,27 m, 2,50 m e 4,56 m) compostas por uma fonte radioativa de ^{241}Am e um detector cintilador com cristal de NaI(TI), permitindo medições e estudos não invasivos da fluidodinâmica do fluxo bifásico (do tipo gás-sólido) em circulação na UPF.

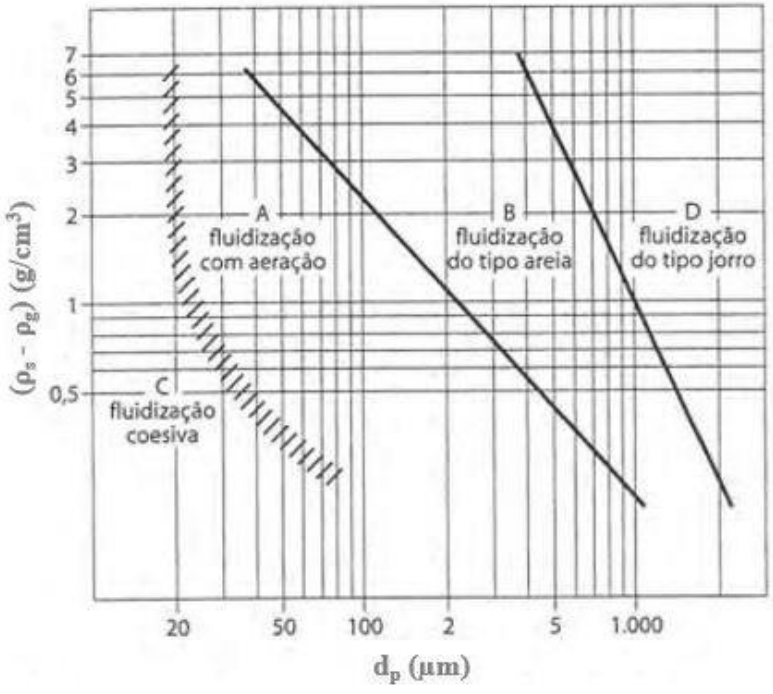
Quando a mistura bifásica atinge o topo do *riser*, é direcionada para a câmara de separação. O ar comprimido é direcionado para fora da UPF através dos ciclones, que, juntamente com o filtro de cartucho, evitam que o catalisador seja arrastado pela fase gasosa para fora da UPF. O catalisador, por sua vez, passa pelo vaso separador devido à ação da gravidade e é direcionado para a coluna de retorno, onde é armazenado no alimentador gravitacional. A injeção do catalisador de volta ao *riser* é realizada pela válvula de controle de

pressão (Valve for Pressure Control - VPC), desenvolvida por Moura (2015). A VPC possui um atuador elétrico que controla a abertura e aciona o garfo giratório para desobstruir o catalisador armazenado no alimentador gravitacional. As variáveis do processo, como a vazão do ar comprimido e a abertura da válvula, são inseridas em um software supervisor para controle e monitoramento.

3.3 CLASSIFICAÇÃO DE PARTÍCULAS

Com base na experiência em fluidização, Geldart (1973) dividiu os sólidos em quatro grupos principais: A, B, C e D. A classificação das partículas é baseada na diferença de densidade entre o sólido e o gás de fluidização. Essa classificação é essencial para compreender o comportamento de fluidização das partículas sólidas, pois sob condições operacionais semelhantes, partículas de grupos diferentes podem apresentar comportamentos completamente distintos (Basu, 2015).

Figura 3 - Classificação de partículas segundo Geldart (1973).



Fonte: Adaptado de Cremasco (2018).

As características de cada grupo são (Basu, 2015; Rodrigues, 2015; Cremasco, 2018):

Grupo A: As partículas desse grupo possuem tamanho médio de 30-100 μm e densidade de 2500 kg/m^3, apresentando uma boa fluidização. Apresentam fluidização uniforme e expandem consideravelmente após ultrapassar a velocidade mínima de fluidização (u_{mf}) antes de iniciar a formação de bolhas (fluidização borbulhante) à medida que a velocidade superficial do gás (U_g), definida como relação entre a vazão volumétrica do gás (Q_g) e a área da seção transversal do *riser* (A), aumenta. Essas partículas são amplamente utilizadas em sistemas de leito fluidizado circulante, como os catalisadores de FCC.

Grupo B: As partículas desse grupo têm tamanho médio de 100-500 μm e densidade de 2500 kg/m^3. Elas fluidizam bem e as bolhas surgem assim que a velocidade mínima de fluidização (u_{mf}) é ultrapassada. Esse grupo de partículas é amplamente utilizado na maioria das caldeiras CFB. Um exemplo típico desse grupo são as partículas de areia.

Grupo C: Partículas desse grupo são coesivas (finas e aderentes) e de difícil fluidização devido às forças interparticulares. Se o processo de fluidização for iniciado com energia adicional, regimes satisfatórios podem ser alcançados. Essas partículas são finas, menores que 30 μm e densidade de 2500 kg/m^3, exigindo técnicas especiais para a fluidização.

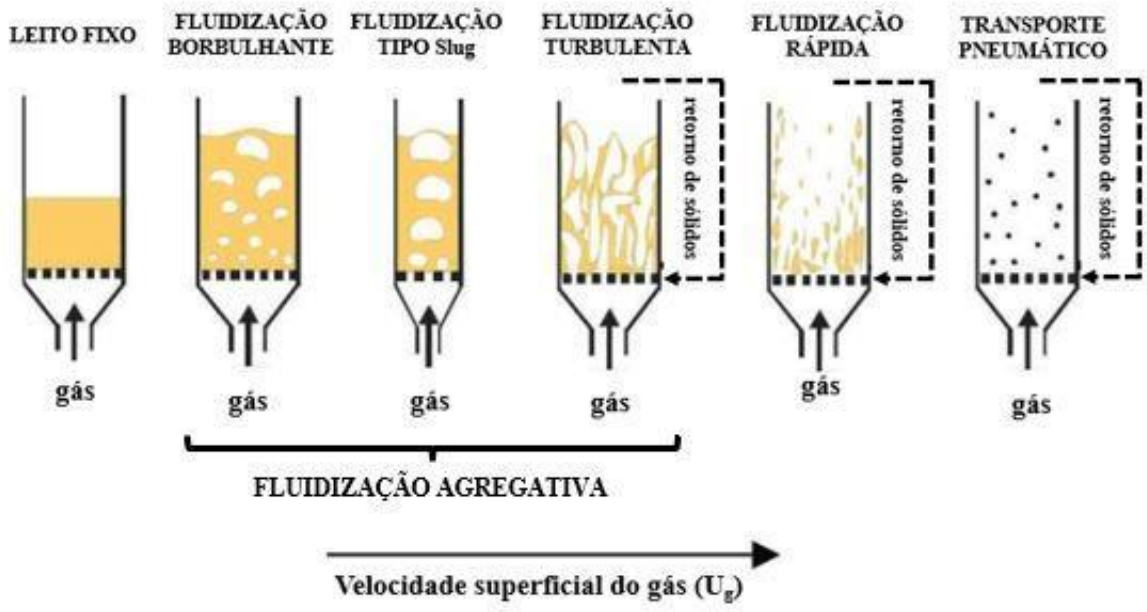
Grupo D: As partículas do Grupo D são grandes e pesadas, favorecendo a formação de leitos em jorro. Requerem uma grande quantidade de gás para serem fluidizadas. Essas partículas são as mais grossas (d_p >500 μm) e exigem uma velocidade maior para fluidização. Como exemplos, tem-se os grãos de produtos agrícolas.

3.4 REGIMES DE FLUIDIZAÇÃO

Um CFB pode ser operado em diferentes regimes de fluxo hidrodinâmico, variando desde leito fixo até transporte pneumático (vide Figura 4). Esses regimes dependem das características físicas da fase particulada (tamanho médio, forma e massa específica), da fase fluida (viscosidade dinâmica e massa específica) e, também, das condições operacionais do *riser*. É crucial distinguir esses regimes, pois as características hidrodinâmicas, mistura, transferência de calor e massa, e o desempenho do reator variam entre eles. A fluidização começa quando a velocidade superficial do gás (U_g) atinge a velocidade mínima de fluidização

(U_{mf}), fazendo com que as partículas no leito fiquem completamente suspensas no fluido (Cremasco, 2018; Bi, 2020).

Figura 4 - Regimes de fluidização.



Fonte: Adaptado de Rodrigues (2015).

3.4.1 Leito fixo

Um leito cujas partículas de sólido permanecem imóveis sobre uma placa perfurada, por onde um gás passa, é conhecido como leito fixo ou compactado. Nos leitos compactados móveis, as partículas se movem em relação às paredes da coluna, como acontece em uma caldeira CFB. Porém, em ambos os casos, as partículas não se movem entre si. À medida que o gás passa através das partículas, exerce uma força de arraste sobre elas, o que resulta em uma diminuição da pressão ao longo do leito (Basu, 2015).

A mudança de um leito fixo para a fluidização é determinada pela já mencionada velocidade mínima de fluidização (U_{mf}) que corresponde à menor velocidade de gás na qual todas as partículas do leito são suspensas pelo gás. A U_{mf} é obtida experimentalmente quando a queda de pressão através do leito se estabiliza com o aumento de U_g. Ela também pode ser prevista por diversas equações disponíveis na literatura, a partir do número de Reynolds para mínima fluidização (Re_{mf}), conforme apresentado por Grace (1982):

$$Re_{mf} = \sqrt{(27{,}2)^2 + 0{,}0408 \cdot Ar} - 27{,}2 \quad (1)$$

Na Equação (1), Ar é o número de Arquimedes (relação entre as forças gravitacionais e as forças viscosas), expresso por:

$$Ar = \frac{g \cdot \left(\rho_g \cdot \rho_s - \rho_g^2\right) \cdot d_p^3}{\mu_g^2} \quad (2)$$

Na Equação (2) tem-se:

g – aceleração da gravidade;
ρ_g – densidade do gás;
ρ_s - densidade do sólido;
d_p – diâmetro médio da partícula;
μ_g – viscosidade dinâmica do gás.

De acordo com Basu (2015), Re_{mf} pode ser expresso por:

$$Re_{mf} = \frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu_g} \quad (3)$$

Isolando U_{mf} na Equação (3), tem-se:

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf} \cdot \mu_g}{d_p \cdot \rho_g} \quad (4)$$

Quando uma quantidade significativa de material particulado é coletada em um recipiente com ar estacionário preenchendo os espaços vazios, diz-se que o material está em seu estado a granel. A densidade a granel correspondente (ρ_{bulk}) é simplesmente a massa das partículas dividida pelo volume do recipiente ocupado pelo material particulado ou pó. A fração volumétrica correspondente (ϵ_{bulk}) pode ser obtida a partir da equação abaixo (Grace, 2020):

$$\epsilon_{bulk} = 1 - \left(\frac{\rho_{bulk}}{\rho_s}\right) \quad (5)$$

Ainda segundo Grace (2020), a fração volumétrica em mínima fluidização (ϵ_{mf}), na maioria dos casos, pode ser tomada simplesmente como aproximadamente igual a ϵ_{bulk}.

3.4.2 Fluidização borbulhante

Borbulhamento é o início da formação de bolhas em um leito fluidizado por gás, que ocorre quando o fluxo de gás é aumentado lentamente, e é indicado pela velocidade mínima de borbulhamento (U_{mb}). Para sólidos do Grupo A de Geldart, as bolhas não se formam até que a velocidade superficial do gás (U_g) esteja bem acima da velocidade mínima de fluidização (U_{mf}). O regime entre os valores de U_{mf} e U_{mb} é chamado de borbulhamento retardado ou fluidização homogênea. A U_{mb} pode ser determinada, experimentalmente, observando-se visualmente ou medindo flutuações de pressão e de fração de vazios no leito. Ela é influenciada pelas propriedades das partículas, sendo maior para partículas finas do Grupo A e igual a U_{mf} para partículas dos Grupos B e D (GRACE e BI, 1997; BI, 2020). A U_{mb} pode ser estimada pela correlação proposta por Geldart e Abrahamsen (1978):

$$U_{mb} = 33 \cdot d_p \cdot \left(\frac{\rho_g}{\mu_g}\right)^{0,1} \quad (6)$$

3.4.3 Fluidização tipo *Slug*

O tamanho da bolha em um leito fluidizado aumenta com a velocidade de fluidização ou a altura do leito. Se o leito for pequeno e profundo, a bolha pode se tornar comparável ao diâmetro do *riser* (D), levando a um fenômeno chamado *slugging*. Quando as bolhas atingem um tamanho próximo ao diâmetro da coluna, ocorre a transição de borbulhamento para *slugging* (Basu, 2015; Bi, 2020). Stewart e Davidson (1967) desenvolveram uma correlação para prever a velocidade de gás mínima para formação de *slugs* (U_{ms}), em leitos fluidizados gás-sólido, em função da velocidade mínima de fluidização (U_{mf}), da aceleração da gravidade e do diâmetro do *riser* (D):

$$U_{ms} = U_{mf} + 0{,}07 \cdot \sqrt{g \cdot D} \quad (7)$$

No entanto, o fenômeno de borbulhamento com formação de bolhas alongadas (slugging) não é observado em leitos de pouca profundidade, por exemplo, os que possuam a

relação altura do *riser*/*diâmetro* do *riser* menor que um (H/D < 1), em *risers* com diâmetros muito grandes ou para partículas finas (com d_p < 60 μm). Nessas situações, as bolhas não têm a capacidade de crescer até atingir um tamanho semelhante ao diâmetro da coluna (Grace; Bi, 1997).

3.4.4 Fluidização turbulenta

A fluidização turbulenta ocorre quando a aglutinação das bolhas é equilibrada pela divisão dessas, com tal divisão se tornando dominante à medida que pequenos aumentos são conferidos à velocidade superficial do gás (U_g) e o diâmetro médio da partícula diminui, no caso dos sólidos do grupo A de Geldart, ou permanece constante quando os sólidos pertencem aos grupos B ou D de Geldart. Em leitos fluidizados borbulhantes, a quantidade de sólidos retidos nas bolhas de gás aumenta com U_g. Já em um leito fluidizado turbulento, os vazios são distorcidos e diluídos, e o tamanho médio dos vazios diminui com o aumento de U_g. As flutuações de pressão em leitos fluidizados do tipo gás-sólido são causadas pela formação e divisão das bolhas de gás, e a amplitude das flutuações de pressão varia com a velocidade do gás e o tamanho dos vazios. A transição da fluidização borbulhante para a turbulenta ocorre quando as flutuações de pressão atingem um máximo. Uma das formas de determinar a transição do regime borbulhante para turbulento é por meio da determinação da velocidade de transição (U_c), grandeza que pode ser prevista quando é assumido que há um tamanho máximo para que uma bolha, em sistemas de fluidização de partículas finas, possa ser considerada estável (Grace; Bi, 1997; Bi, 2020). Uma das equações recomendadas por Grace e Bi (1997) parte do cálculo do número de Reynolds de transição (Re_c):

$$Re_c = \frac{\rho_g \cdot U_c \cdot d_p}{\mu_g} = 0{,}565 \cdot Ar^{0{,}461} \tag{8}$$

Isolando U_c na Equação (8), obtém-se:

$$U_C = \frac{0{,}565 \cdot \mu_g \cdot Ar^{0{,}461}}{\rho_g \cdot d_p} \tag{9}$$

Na Equação (9) μ_g é a viscosidade dinâmica do gás, Ar é o número de Arquimedes, ρ_g é a densidade do gás e d_p é o diâmetro médio da partícula.

Em um leito fluidizado turbulento a taxa de arraste de sólidos aumenta exponencialmente com a velocidade do gás. Se as partículas arrastadas não forem recapturadas e devolvidas ao fundo do leito, esse leito pode perder todas as suas partículas e tornar-se instável. A transição para a fluidização rápida (próximo regime a ser apresentado) está relacionada ao arraste de sólidos, e a velocidade crítica do gás (U_{se}) foi definida para quantificar essa transição. Essa velocidade indica o valor para o qual ocorre um arraste significativo de partículas e é possível o fluxo diluído com alimentação contínua de sólidos. Uma correlação para prever o U_{se} foi desenvolvida por Bi, Grace e Zhu (1995) com base em dados publicados:

$$Re_{se} = \frac{\rho_g \cdot U_{se} \cdot d_p}{\mu_g} = 1{,}53 \cdot Ar^{0{,}5} \tag{10}$$

Isolando U_{se} na Equação (10), obtém-se:

$$U_{se} = \frac{1{,}53 \cdot \mu_g \cdot Ar^{0{,}5}}{\rho_g \cdot d_p} \tag{11}$$

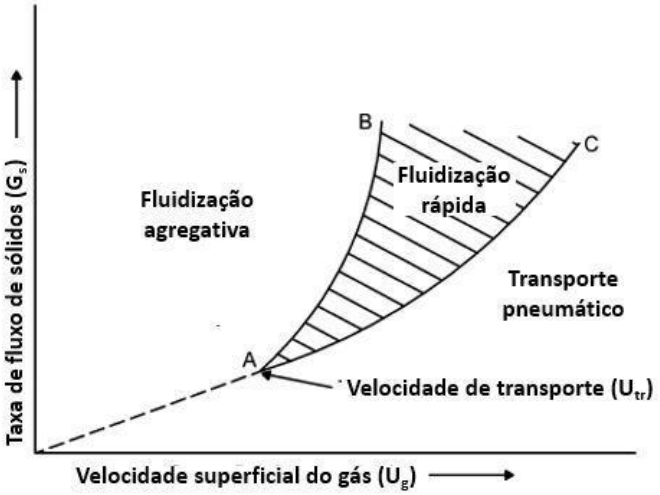
3.4.5 Fluidização rápida

Um leito fluidizado rápido pode ser descrito como uma mistura bifásica do tipo gás-sólido de alta velocidade, na qual as partículas do sólido são levadas pelo gás fluidizante a velocidades superiores à sua velocidade terminal (U_t). Essas partículas são recuperadas e retornadas à base do leito (reciclo) em uma taxa suficientemente elevada para causar o refluxo sólido, garantindo uma distribuição de temperatura uniforme na fornalha. Esse regime é caracterizado por uma região densa na parte inferior de um leito fluidizado circulante, que transita suavemente (sem uma interface acentuada) para uma região menos densa acima (Li; Kwauk, 1980; Basu, 2015).

Yerushalmi *et al.* (1976) introduziram o termo "leito rápido" para caracterizar um regime que se encontra entre o leito fluidizado turbulento e o transporte pneumático. Outros autores (Perales *et al.*, 1991; Reddy-Karri; Knowlton, 1991) reportaram esse regime como situado entre a denominada fluidização agregativa e o transporte pneumático. Reddy-Karri e Knowlton (1991) apresentaram um diagrama da taxa de fluxo de sólidos (G_s) em função da velocidade superficial do gás (U_g) destacando a existência da velocidade de transporte (U_{tr}),

abaixo da qual a fluidização rápida não pode ocorrer, independentemente da taxa de circulação (vide Figura 5). Essa velocidade de transporte é definida como a velocidade crítica na qual ocorre um aumento significativo no tempo de esvaziamento do leito.

Figura 5 - Diagrama taxa de fluxo de sólidos vs. velocidade superficial do gás.



Fonte: Adaptado de Basu (2015).

O estudo de Perales *et al.* (1991) forneceu uma relação empírica para estimar U_{tr} com base em experimentos em um leito de diâmetro (D) de 92 mm (o mesmo diâmetro do *riser* da UPF instalada no laboratório do DEN-UFPE).

$$U_{tr} = \frac{1{,}43 \cdot \mu_g \cdot Ar^{0{,}484}}{\rho_g \cdot d_p} \qquad 20 < Ar < 50000 \qquad (12)$$

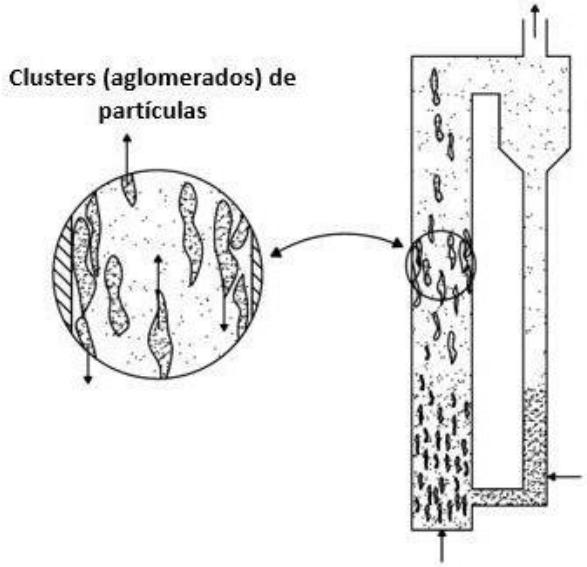
Na Equação (12) μ_g é a viscosidade dinâmica do gás, Ar é o número de Arquimedes, ρ_g é a densidade do gás e d_p é o diâmetro médio da partícula.

Dessa forma, um leito fluidizado rápido é mais precisamente definido como um regime de fluidização gás-sólido que ocorre acima da velocidade de transporte e com uma taxa de fluxo de sólidos mínima de reciclagem das partículas arrastadas. Para uma taxa de circulação sólida específica, esse regime é limitado pela velocidade de estrangulamento no lado mais baixo e pela velocidade correspondente à menor queda de pressão no diagrama de fases do contato gás-sólido no lado mais alto. Em resumo, a fluidização rápida é caracterizada por duas velocidades limite, que variam de acordo com a taxa de circulação das partículas sólidas (Basu, 2015).

No leito fluidizado rápido típico, é possível observar a suspensão de aglomerados de partículas alongadas em movimento ascendente e descendente em um fluxo gasoso-sólido

muito diluído (vide Figura 6). A formação de aglomerados sólidos não é suficiente para caracterizar um leito fluidizado rápido, mas é uma característica essencial desse regime (Basu, 2015).

Figura 6 - Clusters de partículas em movimento ascendente e descendente no *riser*.



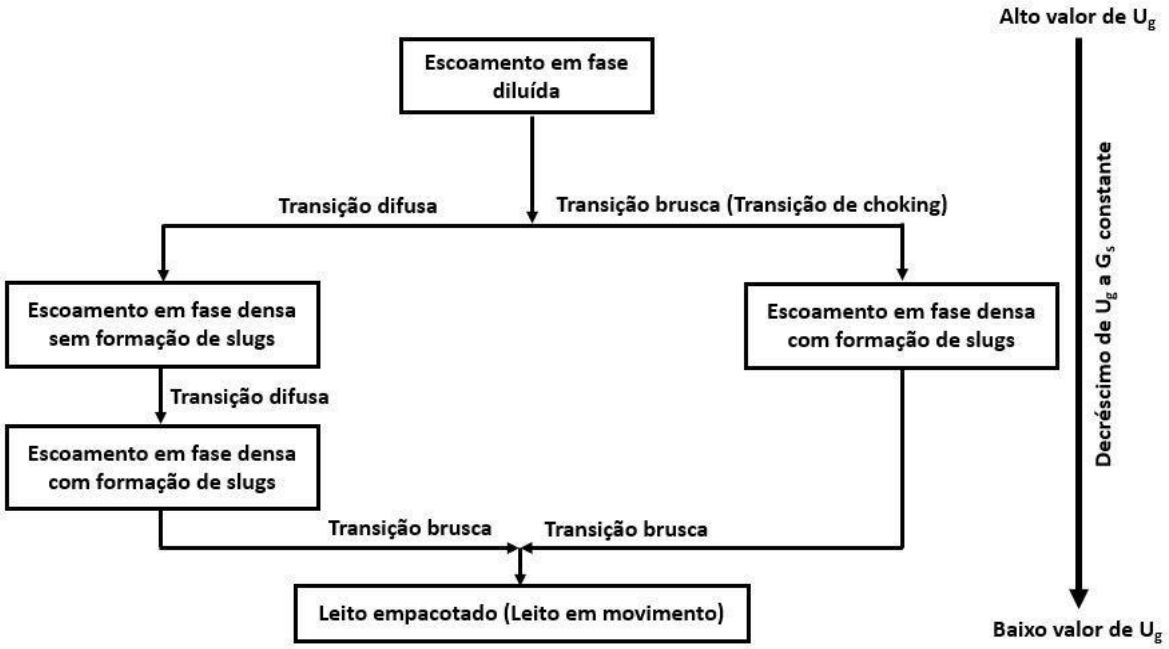
Fonte: Adaptado de Basu (2015).

3.4.6 Transporte pneumático

Considere um fluxo ascendente bifásico do tipo gás-sólido, ou seja, um transporte de sólidos granulares, com alimentação contínua de partículas finas. Quando a velocidade superficial do gás (U_g) for suficientemente alta e a taxa de fluxo de sólidos (G_s) for baixa, então todas as partículas serão transportadas pelo tubo como partículas individuais, amplamente dispersas no gás. A velocidade relativa entre o gás e as partículas é chamada de velocidade de deslizamento ($v_{slip} = u_g — u_s$). Até certo ponto, é possível ajustar as vazões de gás ou partículas e ainda manter uma mistura gasosa-sólida dispersa e diluída em fluxo ascendente. Esse regime é conhecido como regime de transporte pneumático (Leung, 1980; Kunni; Levenspiel, 1991).

Dentro do transporte pneumático, para altos valores de U_g, os sólidos são transportados em uma suspensão uniforme conhecida como fluxo diluído. A medida que U_g diminui com G_s constante, a concentração de sólidos dentro do *riser* aumenta. Então, existem dois tipos de comportamentos possíveis. Em um deles, um ponto de transição nítido é alcançado, conhecido como ponto de estrangulamento (*choking*), onde a suspensão uniforme colapsa, e os sólidos são transportados em um fluxo tipo *slug* de fase densa. Caso U_g reduza mais ainda, ocorre uma transição para o fluxo em leito compactado ou móvel (Leung, 1980).

Figura 7 - Diferentes padrões de fluxo em sistemas de transporte pneumático vertical, destacando sistemas com e sem ponto de estrangulamento (choking).



Fonte: Adaptado de Leung (1980).

No segundo tipo de sistema, representado pelo ramo esquerdo do fluxograma, não há uma transição nítida quando a velocidade do gás é reduzida gradualmente a uma taxa de fluxo sólido fixa. Nesse caso, o escoamento denso sem formação de aglomerados é caracterizado pela formação de correntes e aglomerados de partículas, com uma considerável recirculação interna de sólidos. Esse modo de fluxo é chamado de "transporte em fase densa sem formação de *slugs*, sendo análogo a um leito fluidizado de recirculação operando em regime turbulento. A transição para o escoamento denso com formação de *"slugs"* é difusa, e não há equações disponíveis para prever essas duas transições (Leung, 1980).

3.5 PARÂMETROS FLUIDODINÂMICOS E DE OPERAÇÃO

Nesta seção serão abordados alguns parâmetros essenciais para compreensão da fluidodinâmica do fluxo bifásico do tipo gás-sólido em *riser* de um CFB.

3.5.1 Fração volumétrica do gás (ϵ_g) e fração volumétrica dos sólidos (ϵ_s)

Considerando uma massa de partículas sólidas, tais partículas se acomodam umas sobre as outras devido à atração gravitacional, formando um leito compacto. Dependendo do formato e das características de empacotamento das partículas, um certo volume de espaço entre elas fica sem ocupação. Esse espaço é denominado fração de vazios (porosidade ou fração volumétrica do gás) e representa a proporção do volume do fluido (V_g) em relação ao volume total (V_{total}) (Basu, 2015, Oliveira, 2018).

$$\epsilon_g = \frac{V_g}{V_{total}} = \frac{V_{total} - V_s}{V_{total}} = \frac{V_{total}}{V_{total}} - \frac{V_s}{V_{total}} = 1 - \epsilon_s \tag{13}$$

Wong (1991), ao realizar um estudo teórico e experimental mais completo da fluidização rápida, propôs uma expressão para estimar a fração volumétrica de gás na entrada (base) do *riser* (ϵ_{gb}) quando o fluxo bifásico do tipo gás-sólido ocorre com sólido do grupo A de Geldart:

$$\epsilon_{gb} = 0{,}714 \cdot D^{-0{,}0794} \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)^{-0{,}02528} \cdot \left(\frac{d_p \cdot \rho_g \cdot U_t}{\mu_g}\right)^{-0{,}12} \tag{14}$$

Na Equação (14) D é o diâmetro do *riser*, G_s é a taxa de fluxo de sólidos, ρ_s é a densidade do sólido, U_g é a velocidade superficial do gás, d_p é o diâmetro médio da partícula sólida, ρ_g é a densidade do gás, U_t é a velocidade terminal e μ_g é a viscosidade do gás.

A fração volumétrica é um parâmetro essencial para calcular a distribuição de sólidos ao longo do *riser*, tanto em termos axiais quanto radiais. Essas distribuições têm um impacto direto no desempenho catalítico do processo (Melo, 2004).

O perfil axial da fração volumétrica pode variar a depender das condições de operação (U_g e G_s), da configuração da saída do *riser* e da quantidade de sólidos presentes (inventário de sólidos). Em um estudo realizado por Li e Kwauk (1980), foi identificado um perfil axial em

forma de S que mostrou um ponto de inflexão, indicando a presença de uma fase densa em posições mais baixas e uma fase diluída na parte superior do *riser*. Arena *et al*. (1986) obtiveram uma distribuição exponencial simples a partir de medições diretas e, um perfil em forma de S, a partir de medidas de gradiente de pressão e desconsiderando a aceleração dos sólidos. De acordo com Brereton (1987), perfis de concentração de sólidos em forma de S são mais comuns para valores de G_s relativamente altos, enquanto perfis representados por uma função de decaimento exponencial ocorrem em valores de G_s mais baixos.

3.5.2 Velocidade superficial do gás (U_g)

Essa grandeza é um dos parâmetros de operação, sendo definida como a relação entre a vazão volumétrica do gás (Q_g) e a área da seção transversal do *riser* (A) (Basu, 2015).

$$U_g = \frac{Q_g}{A} \tag{15}$$

A U_g exerce uma influência significativa no escoamento gás-sólido em um *riser*. Ela afeta a distribuição dos sólidos, a taxa de transferência de massa e calor, a mistura dos componentes e a pressão do sistema (Arastoopour; Gidaspow, 1979; Kumar *et al.*, 1995; Escudero; Heindel, 2011, Breault *et al.*, 2017).

3.5.3 Velocidade intersticial da fase gasosa (u_g) e da fase sólida (u_s)

A velocidade intersticial da fase gasosa (u_g) em um fluxo bifásico gás-sólidos em *riser*s de leitos fluidizados circulantes refere-se à velocidade média do gás entre as partículas sólidas dispersas no leito. Ela é expressa por Davidson (2000) como:

$$u_g = \frac{U_g}{\epsilon_g} \tag{16}$$

Por outro lado, a velocidade intersticial da fase sólida (u_s) é a velocidade das partículas sólidas em relação ao fluxo de gás no *riser* de leito fluidizado circulante. Ela é determinada considerando que as partículas ocupam uma fração (ϵ_s) da área da seção transversal (A) do *riser*, sendo expressa por Davidson (2000) como:

$$u_s = \frac{\dot{m}_s}{\rho_s \cdot A \cdot \epsilon_s} \tag{17}$$

Na Equação (17) tem-se:

m_s – taxa de injeção de sólidos;
ρ_s - densidade do sólido;
A – área da seção transversal do *riser*;
ϵ_s – fração volumétrica do sólido.

3.5.4 Velocidade terminal de uma partícula (U_t)

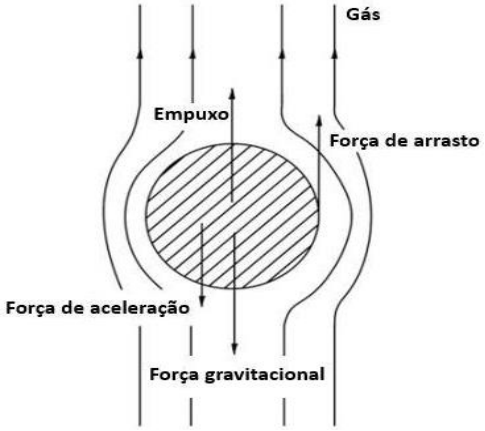
Considere uma partícula em queda livre, a partir do repouso, sob a influência da gravidade em um meio estacionário e infinito. Inicialmente, a partícula acelera devido à força da gravidade. No entanto, essa aceleração é contraposta pela força de empuxo e pela resistência do fluido. Conforme a partícula continua a cair, sua aceleração diminui gradualmente até alcançar uma velocidade de equilíbrio conhecida como velocidade terminal (Basu, 2015).

Quando um fluido flui sobre uma partícula estacionária ou quando a velocidade do fluido é maior do que a velocidade de uma partícula em movimento ascendente, a partícula experimenta uma força de resistência que atua para cima, uma força de empuxo que também atua para cima e uma força gravitacional que age para baixo. A força de arrasto sobre a partícula está relacionada à energia cinética do fluido e à área projetada da partícula (Basu, 2015).

$$F_D = C_D \cdot \left(\frac{\pi}{4} \cdot d_p^2\right) \cdot \rho_g \cdot \frac{U_g^2}{2} \tag{18}$$

Na Equação (18) C_D é o coeficiente de arrasto, que é função do número de Reynolds (Re) e que será discutido na próxima seção.

Figura 8 - Forças agindo em uma partícula suspensa em um gás ascendente.



Fonte: Adaptado de Basu (2015).

Se tanto o gás quanto a partícula se deslocam para cima com velocidades u_g e u_s, respectivamente, a partícula será afetada por uma resistência do fluido devido à diferença de velocidade relativa (u_g - u_s), que atua contra sua queda. Portanto, o equilíbrio de forças em um estado estável pode ser descrito da seguinte forma (Basu, 2015):

$$Força\ gravitacional = Empuxo + Força\ de\ arrasto \tag{19}$$

$$\frac{1}{6} \cdot \pi \cdot d_p^3 \cdot \rho_s \cdot g = \frac{1}{6} \cdot \pi \cdot d_p^3 \cdot \rho_g \cdot g + C_D \cdot \frac{3 \cdot \left(u_g - u_s\right)^2 \cdot \rho_g}{4 \cdot d_p} \tag{20}$$

A Equação (20) pode ser rearranjada da seguinte forma:

$$Ar = \frac{3}{4} \cdot C_D \cdot \left[\frac{d_p \cdot \left(u_g - u_s\right) \cdot \rho_g}{\mu_g}\right]^2 \tag{21}$$

A velocidade terminal (U_t) é a velocidade relativa limite (u_g - u_s) em que a partícula atinge seu equilíbrio, quando a velocidade superficial do gás (U_g) é zero. É importante ressaltar que U_t representa o deslizamento entre o fluido e a partícula em um transporte pneumático. No caso de partículas esféricas, é possível obter U_t a partir do número de Arquimedes (Ar) e considerando faixas do número de Reynolds (Re) (Basu, 2015):

$$U_t = \frac{Ar}{18} \cdot \left(\frac{\mu_g}{d_p \cdot \rho_g}\right) \qquad para\ 0 < Re < 0{,}4 \tag{22}$$

$$U_t = \left(\frac{Ar}{7{,}5}\right)^{0{,}666} \cdot \left(\frac{\mu_g}{d_p \cdot \rho_g}\right) \qquad para\ 0{,}4 < Re < 500 \qquad (23)$$

$$U_t = \left(\frac{Ar}{0{,}33}\right)^{0{,}5} \cdot \left(\frac{\mu_g}{d_p \cdot \rho_g}\right) \qquad para\ Re > 500 \qquad (24)$$

Segundo Cremasco (2012), a velocidade terminal (U_t) pode ser determinada através da seguinte expressão:

$$U_t = \left(\frac{\mu_g}{\rho_g \cdot d_p}\right) \cdot Re_t \qquad (25)$$

Na Equação (25), Re_t é o número de Reynolds terminal, expresso por:

$$Re_t = \left[\left(\frac{Ar_m}{24}\right)^{-0{,}95} + \left(\frac{Ar_m}{0{,}43}\right)^{-\frac{0{,}95}{2}}\right]^{-\frac{1}{0{,}95}} \qquad (26)$$

Na Equação (26), Ar_m é o número de Arquimedes modificado, expresso por:

$$Ar_m = \frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \cdot d_p^3}{\mu_g^2} \qquad (27)$$

3.5.5 Taxa de fluxo de sólidos (G_s)

A taxa de fluxo de sólidos (G_s) em um CFB representa a quantidade de sólidos sendo transportada pelo fluxo de gás ascendente. Essa taxa é essencial para o funcionamento adequado do leito fluidizado, garantindo material sólido suficiente para reações químicas e outros processos. Esse parâmetro, juntamente com U_g, são importantes e devem ser considerados no projeto do sistema (Zhang *et al.*, 2015). Segundo Oliveira (2018), esse parâmetro pode ser determinado, experimentalmente, por:

$$G_s = \frac{M_r}{A \cdot \Delta t} \tag{28}$$

Na Equação (28) tem-se:

M_r – massa de catalisador em circulação no *riser*;
A - área da seção transversal do *riser*;
Δt – intervalo de tempo.

O valor de G_s pode ser obtido de outra maneira. Jones e Davidson (1965) afirmaram que, para um fluxo de sólidos através de um orifício com um gradiente de pressão positivo, o valor de G_s pode ser previsto tratando a mistura (sólido e fluido) como um líquido invíscido (que não possui viscosidade) aplicando-se o Teorema de Bernoulli, o que resulta em:

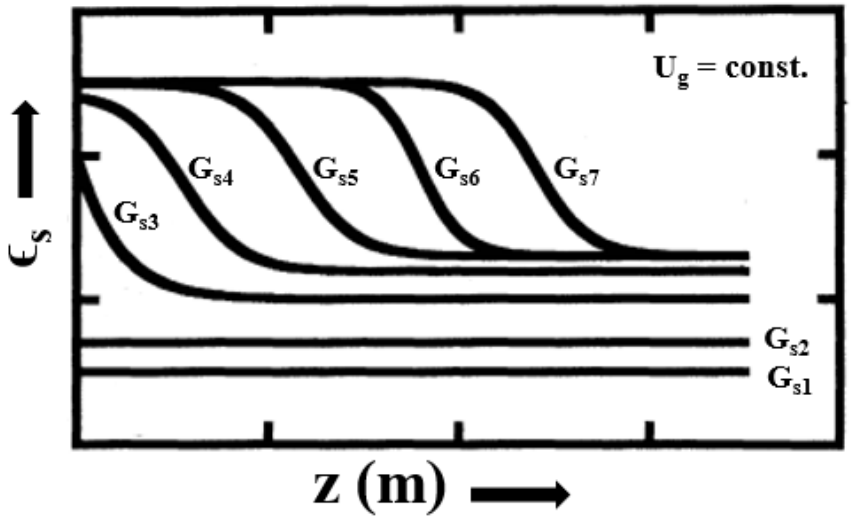
$$G_s = C_d \left(\frac{A_0}{A_{cr}}\right) (2\rho_{bulk}\Delta P_0)^{0,5} \tag{29}$$

Na Equação (29) tem-se:

C_d – Coeficiente de descarga da válvula;
A_0 – Área da seção transversal da válvula de injeção de sólidos aberta para o fluxo;
A_{cr} – Área da seção transversal da coluna de retorno;
ρ_{bulk} – Densidade de empacotamento (bulk);
ΔP_0 – Gradiente de pressão através da válvula de injeção de sólidos.

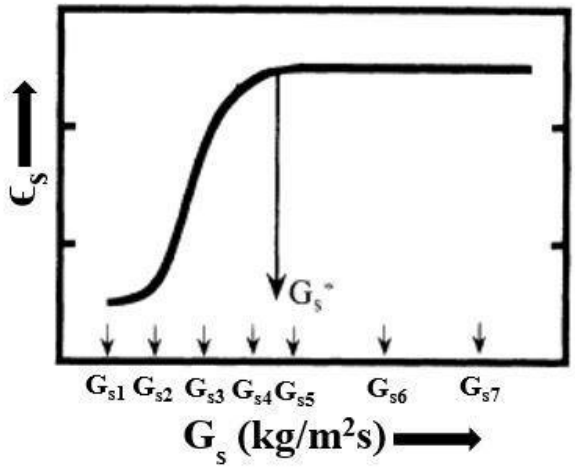
O valor de G_s afeta os valores de fração volumétrica (ϵ_s) e seu perfil na direção axial do *riser* (vide Figura 9). Conforme o valor de G_s aumenta, ocorrem mudanças na distribuição das partículas sólidas, passando de uma distribuição uniforme para uma concentração mais densa na base do *riser*. Além de um certo ponto, aumentar Gs não afetará mais a retenção das partículas na região densa, apenas faz com que a região densa cresça em direção ao topo do *riser* (vide Figura 10) (Bai; Kato, 1995).

Figura 9 - Perfis axiais de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) para diferentes valores de taxa de fluxo de sólidos (G_s).



Fonte: Adaptado de Bai e Kato (1995).

Figura 10 - Variação da fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) na base do *riser* para diferentes valores de taxa de fluxo de sólidos (G_s).



Fonte: Adaptado de Bai e Kato (1995).

3.5.6 Velocidade de choking (U_{ch})

O termo choking (engasgamento) foi originalmente introduzido por Zenz (1949) para descrever um fenômeno peculiar observado no transporte vertical de partículas sólidas em tubos estreitos. Na época, o foco dos estudos era simplesmente prever a queda de pressão ao longo da linha de transporte, sem se aprofundar nos padrões de fluxo de gases e sólidos. Porém, à medida que os estudos avançaram, a compreensão do fluxo bifásico gás-sólido se tornou crucial (Yang, 2004).

Com base na classificação de Geldart do sólido e na velocidade de transporte associada (U_{tr}), o regime de fluxo no *riser* é determinado pela combinação de U_g e G_s, conforme discutido

anteriormente. No entanto, em uma faixa específica (U_g e G_s), ocorre o fenômeno conhecido como choking (estrangulamento), onde uma pequena alteração na taxa de fluxo de gás ou sólidos resulta em uma mudança significativa na queda de pressão e/ou retenção de sólidos. Quando os valores de G_s ultrapassam um determinado limite para uma U_g de baixa a moderada, o regime de fluxo ascendente estável no *riser* não é mais mantido, prejudicando a operação do CFB (Zhang *et al.*, 2014).

Existem diversas correlações disponíveis na literatura para a previsão da velocidade de choking (U_{ch}). Uma delas, apresentada por Knowlton e Bachovchin (1975), é expressa por:

$$U_{ch} = 9{,}07 \cdot \left(g \cdot d_p\right)^{0{,}5} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{0{,}347} \left(\frac{G_s \cdot d_p}{\mu_g}\right)^{0{,}214} \left(\frac{d_p}{D}\right)^{0{,}246} \tag{30}$$

A velocidade da fase sólida (u_s) pode ser determinada a partir da velocidade superficial do gás (U_g) e da velocidade de choking (U_{ch}) através da seguinte expressão (Knowlton, 1997):

$$u_s = \sqrt[3]{\left(U_g - U_{ch}\right) \cdot U_g^2} \tag{31}$$

Plotando o gráfico dos valores de u_s em relação à G_s é possível obter o perfil de velocidade das partículas no tubo de subida. Para determinar o limite de transporte de sólidos é necessária que a seguinte condição seja cumprida:

$$u_s = U_{ch} \tag{32}$$

Isso implica em traçar conjuntamente a curva U_{ch} versus G_s com a curva u_s versus G_s e encontrar o ponto de interseção de ambas.

3.6 MODELO FLUIDODINÂMICO UNIDIMENSIONAL (MFU)

O transporte vertical pneumático de sólidos de tamanho relativamente uniforme pode ser explicado utilizando balanços de massa e momento unidimensionais, em regime estacionário e isotérmicos. A abordagem unidimensional é adequada para o transporte vertical. A suposição isotérmica é uma boa aproximação para o fluxo disperso, pois há uma boa transferência de calor para a parede e baixas taxas de geração de calor devido ao atrito. Ao considerar um estado estacionário, são descartadas quaisquer flutuações, como aquelas

presentes no fluxo do tipo *Slug*. As quatro equações diferenciais podem ser expressas como duas equações de continuidade sem alterações de fase, uma equação de momento da mistura e uma quarta equação que varia de acordo com o modelo utilizado. As equações comuns são as seguintes (Arastoopour; Gidaspow, 1979).

- Equação da continuidade para o gás:

$$\frac{d(\epsilon_g \cdot \rho_{g\cdot} \cdot u_g)}{dz} = 0$$

$$\rho_g \cdot u_g \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz}\right) + \epsilon_g \cdot u_g \cdot \left(\frac{d\rho_g}{dz}\right) + \epsilon_g \cdot \rho_g \cdot \left(\frac{du_g}{dz}\right) = 0$$

$$\rho_g \cdot u_g \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz}\right) + \epsilon_g \cdot u_g \cdot 0 + \epsilon_g \cdot \rho_g \cdot \left(\frac{du_g}{dz}\right) = 0$$

$$\rho_g \cdot u_g \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz}\right) + \epsilon_g \cdot \rho_g \cdot \left(\frac{du_g}{dz}\right) = 0$$

$$\left(\frac{du_g}{dz}\right) = -\frac{u_g}{\epsilon_g} \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz}\right) \tag{33}$$

- Equação da continuidade para o sólido:

$$\frac{d[(1-\epsilon_g) \cdot \rho_{s\cdot} \cdot u_s]}{dz} = 0$$

$$\rho_{s\cdot} \cdot u_s \cdot \frac{d(1-\epsilon_g)}{dz} + (1-\epsilon_g) \cdot u_s \cdot \left(\frac{d\rho_s}{dz}\right) + (1-\epsilon_g) \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{du_s}{dz}\right) = 0$$

$$\rho_{s\cdot} \cdot u_s \cdot \frac{d(1-\epsilon_g)}{dz} + (1-\epsilon_g) \cdot u_s \cdot 0 + (1-\epsilon_g) \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{du_s}{dz}\right) = 0$$

$$\rho_{s\cdot} \cdot u_s \cdot \frac{d(1-\epsilon_g)}{dz} + (1-\epsilon_g) \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{du_s}{dz}\right) = 0$$

$$\rho_{s.} \cdot u_s \cdot \left(\frac{d1}{dz} - \frac{d\epsilon_g}{dz}\right) + (1 - \epsilon_g) \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{du_s}{dz}\right) = 0$$

$$\rho_{s.} \cdot u_s \cdot \left(0 - \frac{d\epsilon_g}{dz}\right) + (1 - \epsilon_g) \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{du_s}{dz}\right) = 0$$

$$\left(\frac{du_s}{dz}\right) = \frac{u_s}{(1 - \epsilon_g)} \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz}\right) \tag{34}$$

- Equação do momento da mistura:

$$(1 - \epsilon_g) \cdot \rho_s \cdot u_s \cdot \left(\frac{du_s}{dz}\right) + \epsilon_g \cdot \rho_g \cdot \left(\frac{du_g}{dz}\right) + \left[\rho_s \cdot (1 - \epsilon_g) + \rho_g \cdot \epsilon_g\right] \cdot g \cdot sen\theta = -\frac{dP}{dz} - f_w$$

Na expressão acima, θ é o ângulo entre o eixo vertical do *riser* e a linha horizontal (sen90° = 1). Substituindo as equações (30) e (31) na expressão acima, obtém-se:

$$\rho_s \cdot u_s^2 \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz}\right) - \rho_g \cdot u_g^2 \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz}\right) + \left[\rho_s \cdot (1 - \epsilon_g) + \rho_g \cdot \epsilon_g\right] \cdot g = -\frac{dP}{dz} - f_w$$

$$\frac{dP}{dz} = -\left(\frac{d\epsilon_g}{dz}\right) \cdot (\rho_s \cdot u_s^2 - \rho_g \cdot u_g^2) - \left[\rho_s \cdot (1 - \epsilon_g) + \rho_g \cdot \epsilon_g\right] \cdot g - f_w \tag{35}$$

Na Equação (35) f_w representa a força de atrito entre o gás e a parede, e pode ser calculada utilizando a equação de Fanning, expressa por:

$$f_w = \frac{f_g \cdot \rho_g \cdot u_g^2}{2 \cdot D} \tag{36}$$

Na Equação (36), f_g é o fator de atrito, determinado pelo número de Reynolds (Re) do gás e pela rugosidade relativa do tubo. Quando o tubo é liso, f_g é função apenas de Re. Para Re < 100000, é possível obter o f_g utilizando a fórmula empírica de Blasius:

$$f_g = \frac{0{,}316}{Re^{0{,}25}} \tag{37}$$

Quatro incógnitas (ε_g, u_g, us e P) estão envolvidas no Modelo Fluidodinâmico Unidimensional. Portanto, é necessária mais uma equação além das equações (33), (34) e (35). Segundo Arastoopur (1979), há quatro diferentes balanços de momento usados na literatura. Eis eles:

- Gradiente de pressão em ambas as fases (Modelo de fluxo anular) – Capes e Nakamura (1973):

$$\rho_s \cdot u_s \cdot \left(\frac{du_s}{dz}\right) + \frac{dP}{dz} = f_s - \rho_s \cdot g \tag{38}$$

Na equação acima, f_s é a força de arrasto exercida pelo fluido nas partículas por unidade de volume e pode ser expressa como:

$$f_s = 0{,}75 \cdot C_D \cdot \rho_g \cdot \epsilon_g^{-2{,}65} \cdot \left[\frac{\left(u_g - u_s\right)^2}{d_p}\right] \tag{39}$$

Dentro da Equação (39), C_D é o coeficiente de arrasto, e esse é função do número de Reynolds da partícula (Re_s):

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_s} \cdot \left(1 + 0{,}15 \cdot Re_s^{0{,}687}\right) & para\ Re_s \\ < 1000\ 0{,}44 & para\ Re_s \\ > 1000 & \end{cases} \tag{40}$$

$$Re_s = \frac{\epsilon_g \cdot \rho_g \cdot d_p \cdot \left(u_g - u_s\right)}{\mu_g} \tag{41}$$

- Gradiente de pressão apenas na fase gasosa:

$$\rho_s \cdot u_s \cdot \left(\frac{du_s}{dz}\right) = f_s - \rho_s \cdot g \tag{42}$$

- Velocidade relativa:

$$-\frac{1}{2} \cdot \frac{d\left(u_g - u_s\right)^2}{dz} = \frac{f_s}{\rho_s} - g \tag{43}$$

- Gradiente parcial de pressão em ambas as fases:

$$\rho_s \cdot u_s \cdot \left(\frac{du_s}{dz}\right) - \frac{dP}{\left(1 - \epsilon_g\right)} \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz}\right) + \frac{dP}{dz} = f_s - \rho_s \cdot g \tag{44}$$

O modelo fluidodinâmico unidimensional proposto por Rocha; Kachan e Santana (1988) utiliza as Equações (33), (34) e (35), todas equações diferenciais ordinárias (EDO's) e descreve, numa quarta equação, o perfil axial da fração volumétrica do gás (ϵ_g) a partir da Equação (43). Reorganizando os termos dessa equação, tem-se:

$$\frac{d\left(u_g - u_s\right)^2}{dz} = -2 \cdot \left(\frac{f_s}{\rho_s} - g\right)$$

$$2 \cdot \left(u_g - u_s\right) \cdot \frac{d\left(u_g - u_s\right)}{dz} = -2 \cdot \left(\frac{f_s}{\rho_s} - g\right)$$

$$\left(u_g - u_s\right) \cdot \frac{d\left(u_g - u_s\right)}{dz} = \left(g - \frac{f_s}{\rho_s}\right)$$

$$\left(u_g - u_s\right) \cdot \left[\left(\frac{du_g}{dz}\right) - \left(\frac{du_s}{dz}\right)\right] = \left(g - \frac{f_s}{\rho_s}\right)$$

Substituindo as Equações (33) e (34) na equação acima, obtém-se:

$$(u_g - u_s) \cdot \left[-\frac{u_g}{\epsilon_g} \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz} \right) - \frac{u_s}{(1-\epsilon_g)} \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz} \right) \right] = \left(g - \frac{f_s}{\rho_s} \right)$$

$$-\frac{u_g}{\epsilon_g} \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz} \right) - \frac{u_s}{(1-\epsilon_g)} \cdot \left(\frac{d\epsilon_g}{dz} \right) = \frac{\left(g - \frac{f_s}{\rho_s} \right)}{(u_g - u_s)}$$

$$\left(\frac{d\epsilon_g}{dz} \right) \cdot \left[-\frac{u_g}{\epsilon_g} - \frac{u_s}{(1-\epsilon_g)} \right] = \frac{\left(g - \frac{f_s}{\rho_s} \right)}{(u_g - u_s)}$$

$$\left(\frac{d\epsilon_g}{dz} \right) = \left\{ \frac{1}{\left[-\frac{u_g}{\epsilon_g} - \frac{u_s}{(1-\epsilon_g)} \right] \cdot (u_g - u_s)} \right\} \cdot \left(g - \frac{f_s}{\rho_s} \right) \tag{45}$$

3.7 RECIRCULAÇÃO DE SÓLIDOS

Os leitos fluidizados circulantes (Circulating Fluidized Bed - CFB) são amplamente utilizados na indústria química, petroquímica, ambiental e de energia. Algumas razões são: alta eficiência de contato entre o gás e o sólido, reduzida dispersão axial para as duas fases e uma favorável transferência de calor e massa. As reações que ocorrem em um CFB, no tocante à taxa e tempo das mesmas, são afetadas pela recirculação de sólidos, fenômeno inerente ao processo de FCC, sendo mais acentuado na região de transporte de sólido (catalisador) em fase densa e causando um aumento no tempo de residência do catalisador no *riser*. Embora até hoje seja ainda um desafio compreender tal fenômeno em grande profundidade, uma boa compreensão do mesmo é extremamente essencial para o projeto e operação de *risers* CFB. Ao longo das décadas, o fenômeno da recirculação de sólidos em leitos fluidizados circulantes tem sido explorado de diversas maneiras, e neste trabalho será apresentada uma linha do tempo abrangente sobre os estudos desse fenômeno (Sadeghbeigi, 2012; Lan *et al.*, 2013; Wang, 2013).

No estudo realizado por Yerushalmi *et al.* (1978), foram observados vários regimes de fluxos gás-sólido verticais e discutidas as transições entre eles. De acordo com os autores, um

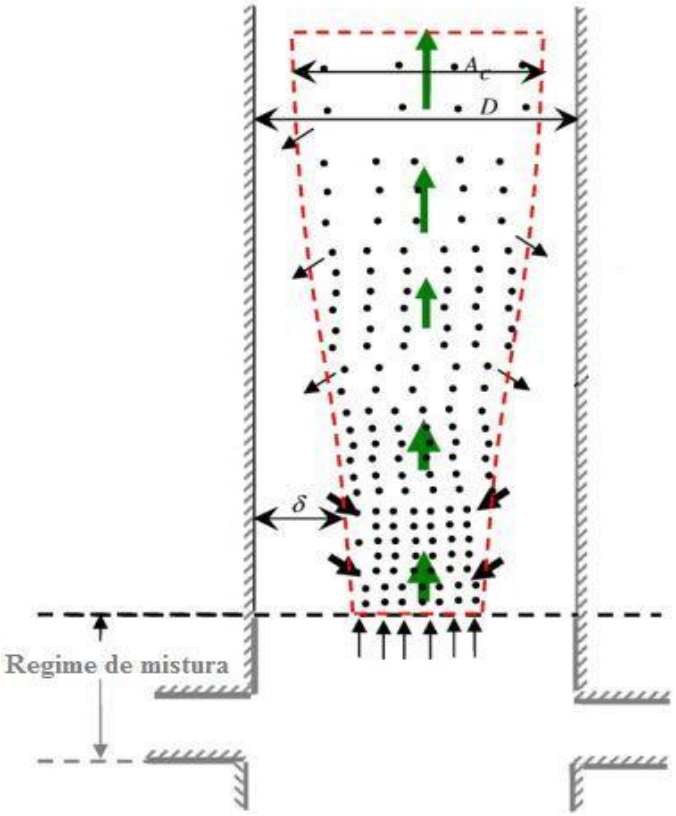
fluxo líquido-sólido é considerado particulado caso permaneça essencialmente homogêneo e o comportamento do sistema como um todo reflete a interação do líquido com as partículas individuais da outra fase. Agora, um fluxo bifásico do tipo gás-sólido é tipicamente agregativo. Exceto por uma gama de limitada de condições, sob as quais as partículas de sólido individuais possam ser consideradas dispersas, as partículas num sistema gás-sólido se agregam. Disso resultam os diferentes regimes de fluxo. Tanto esses regimes quanto a transição entre eles dependem das propriedades do gás e do sólido.

Dry (1987), por sua vez, investigou a possível diminuição na formação de aglomerados (*clusters*) de partículas de sólido em leitos fluidizados rapidamente. Para tal, utilizou uma unidade piloto experimental de 7,20 m de altura e 90 mm de diâmetro. O sólido estudado possui partícula de tamanho médio de 71,2 μm e densidade de 1370 kg/m^3. Em baixas velocidades (2 m/s), não foi observada uma segregação significativa. Já em velocidades na faixa de 6 m/s a 9 m/s, ocorre o inverso (segregação intensa).

Em um estudo sobre recirculação em *risers* em regime de fluidização rápida (FR), Bolton e Davison (1988) sugeriram um modelo em que no regime de FR o *riser* consiste de duas partes: a parte inferior do *riser* é ocupada por um leito fluidizado borbulhante e a parte superior contém um núcleo diluído envolto por um denso filme fino e denso de partículas caindo adjacente às paredes, no qual as partículas são transportadas por difusão turbulenta para a superfície do filme que cai, aumentando assim o fluxo do mesmo. Tal modelo confirma a afirmação de Dry (1987) o modelo núcleo-anular (vide Figura 11) estava se tornando aceito já àquela época. Na direção axial de um CFB, além das duas regiões, conforme mostrado na Figura 12 (região densa na base do *riser* e região diluída no topo), Yang (1988) também considerou uma região de aceleração entre as outras duas.

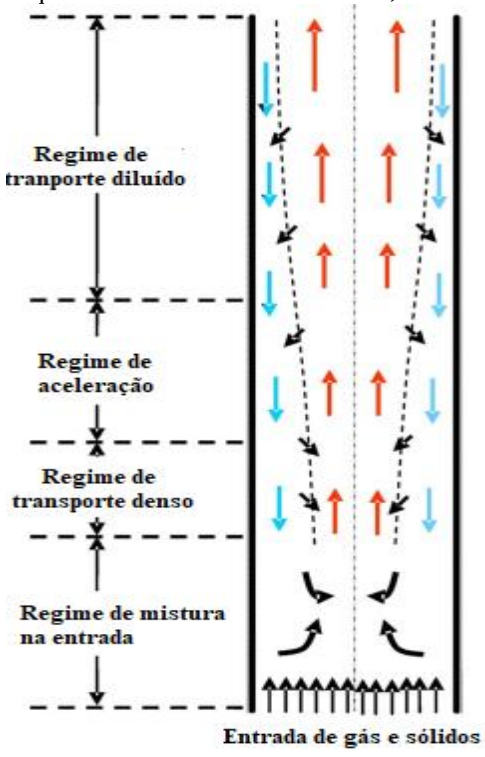
Ao final da década de 1980, o interesse em CFB's estava centrado no estudo da formação de aglomerados de partículas. Geralmente, as propriedades de um fluxo bifásico, tais como a fração volumétrica de sólidos, o gradiente de pressão, o estrangulamento (*choking*) e alta velocidade deslizamento (*slip*) entre gás e sólido, são atribuídas à existência de *clusters*. Esses são frequentemente considerados como ilhas densas em suspensão diluída, ora se agregando ora se dispersando devido a interações entre fluido-partícula e partícula-partícula (Zou *et al.*, 1994).

Figura 11 - Diagrama do modelo núcleo-anular



Fonte: Adaptado de Wang *et al.* (2010).

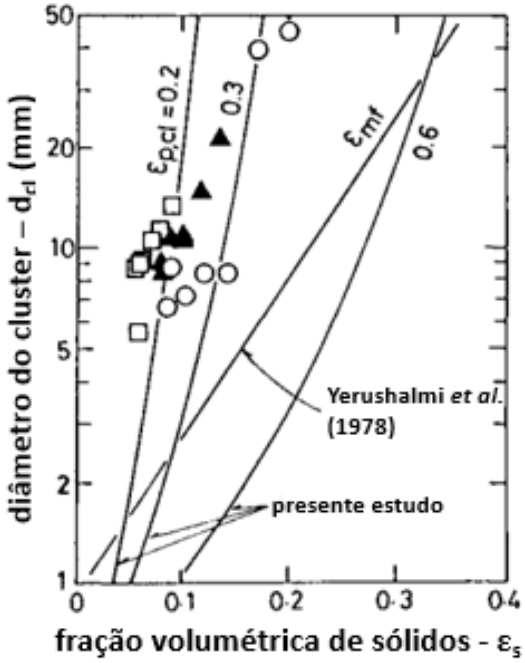
Figura 12 - Diagramas esquemáticos de estruturas de fluxo, considerando paredes e entrada.



Fonte: Adaptado de Zhu e Wang (2010).

No estudo realizado por Horio *et al.* (1988), foi medida a distribuição axial e radial do tamanho do cluster em CFB's por meio de sondas de fibra óptica e com auxílio da técnica Fast Fourier Transformer (FFT). Uma unidade piloto de 50 mm de diâmetro e 2,79 m de altura foi utilizada nesse estudo. O sólido utilizado foi um catalisador de FCC (Fluid Cracking Catalyst - Craqueamento Catalítico Fluido) com partículas de diâmetro médio de 60 µm e densidade de 1000 kg/m^3. Como resultado, as distribuições de velocidade medidas mostraram claramente a formação do fluxo anular no *riser*. A espessura (δ) da camada de recirculação (será abordada mais para frente) variou pouco ao longo da direção axial. Nas proximidades da parede (região anular), o tamanho dos aglomerados aumentam enquanto eles fluem para baixo. Já na região nuclear, os *clusters* possuem tamanhos bem menores em relação à região anelar e permanecem quase constantes. Na posição axial (Z) de medição de 0,36 mm, o diâmetro do *cluster* (d_{cl}) variou na faixa de 6 mm a 50 mm. Para Z = 1,06 m, d_{cl} ficou entre 8 mm e 20 mm, e em Z = 1,63 m, d_{cl} ficou entre 5 mm e 15 mm (vide Figura 13).

Figura 13 - Comparação de tamanhos de aglomerados observados com modelos de suspensão de aglomerados homogêneos.



Fonte: Adaptado de Horio *et al.* (1988).

Wei *et al.* (1995) captaram imagens de aglomerados de partículas em um leito fluidizado circulante de alta densidade (High Density Circulating Fluidized Bed - HDCFB) com 186 mm de diâmetro e 8 m de altura. Todos os experimentos foram realizados em temperatura ambiente com ar comprimido e um catalisador de FCC com partícula de diâmetro médio 54 µm e 1398

kg/m^3 de densidade. As imagens foram obtidas medidas através de um sistema unidimensional de análise de imagens de fibra óptica. Os resultados mostram que as características do *cluster* no *riser* variam muito em diferentes condições de operação. O tamanho radial do aglomerado e a probabilidade de aparecimento do aglomerado aumentam com a densidade e diminuem com a velocidade superficial do gás (U_g).

Davidson (2000) realizou uma análise para regimes de fluxo no *riser* de um CFB com U_g na faixa de 2 a 8 m/s e taxa de fluxo de partículas sólidas (G_s) na faixa de 15 a 90 kg/m^{2}s. apropriados para um combustor de CFB. Como resultado foi mostrado que a versão mais simples do modelo núcleo-anular fornece as magnitudes corretas da velocidade de deslizamento (slip). Essa velocidade é calculada através da expressão abaixo:

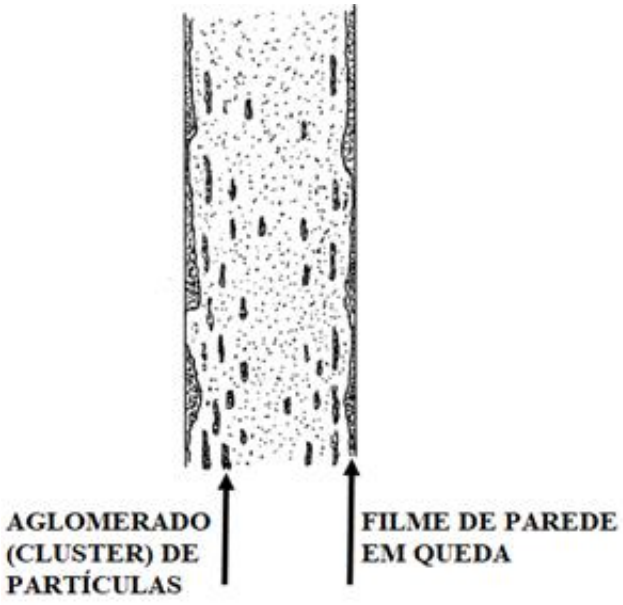
$$v_{slip} = u_g - u_s = \frac{U_g}{\epsilon_g} - \frac{\dot{m}_s}{\rho_s \cdot A \cdot \epsilon_s} = \frac{U_g}{\epsilon_g} - \frac{\dot{m}_s}{\rho_s \cdot A \cdot \epsilon_s} \tag{46}$$

Na Equação (46) U_g é a velocidade superficial do gás, ϵ_g é a fração volumétrica do ar, m_s é a taxa de injeção de sólidos, ρ_s é a densidade da partícula do sólido, A é a área da seção transversal do *riser* e ϵ_s a fração volumétrica dos sólidos. Algumas das conclusões obtidas nesse trabalho foram:

- O modelo núcleo-anular mostra que a v_{slip} é maior que a velocidade terminal (U_t) de uma partícula de sólido em queda livre;
- O modelo núcleo-anular explica o porquê do valor de ϵ_s decrescer com a posição acima do injetor de sólidos. As partículas de sólido que estão na região nuclear e que são transferidas para região anelar, formam os aglomerados e estes são capturados pelo filme de parede em queda e não são prontamente reinjetados;
- Alguma evidência de que um *riser* de um CFB contém três fases:

1. Uma fase diluída, contendo uma pequena ϵ_s, ocupando a maior porção da seção transversal do *riser*;
2. Há um filme de partículas (vide Figura 14) caindo ao longo das paredes do *riser* e cuja ϵ_s tem aproximadamente a mesma magnitude de um leito fracamente empacotado;
3. O filme de partículas em queda é instável. Então, alguns aglomerados se desprendem do filme e entram na fase diluída. Os *clusters* possuem tamanho maior na região perto da parede (região anular) do que na região central (nuclear).

Figura 14- Diagrama axial de clusters de partículas e o filme de parede em queda.



Fonte: Adaptado de Davidson (2000).

A anomalia no modelo núcleo-anular, em que a difusão das partículas ocorre em direção à região de alta concentração de sólidos, é atribuída à presença de aglomerados, ocorrendo a difusão em direção à parede nas regiões diluídas entre os aglomerados. Os aglomerados são conjecturados como fragmentos do filme de partículas relativamente densas que caem perto da parede: esse filme mostra ter características em comum com um filme de líquido comum fluindo por uma superfície vertical. Implicações para aumento de escala são discutidas, usando dados publicados mostrando que CFBs muito grandes exibem fluxo de núcleo anular.

A partir de dados experimentais de 20 trabalhos publicados na literatura, tanto para *risers* de escala laboratorial (unidade piloto) quanto para industriais, Harris *et al.* (2002), apresentaram correlações para prever as propriedades dos *agrupamentos/aglomerados/clusters* de partículas. Os autores listaram as principais observações oriundas desses trabalhos:

- *Clusters* são entidades dinâmicas;
- *Clusters* são observados na região nuclear, geralmente viajando ascendentemente, e na região anular, viajando no sentido da gravidade. Nessa última região foram observadas velocidades na faixa de 0,5 m/s a 2,0 m/s;
- Próximo à parede do *riser* foram observados os aglomerados se formarem, descerem, quebrarem-se (segregação), viajarem lentamente da região anelar para o núcleo, sendo, assim, reencaminhados para o fluxo ascendente;

- Agrupamentos de partículas foram observados em ambos os regimes de fluxo (fase densa e diluída);
- Variações na direção axial e radial foram observadas no tamanho, forma e velocidade dos agrupamentos de partículas.

Como resultado de um estudo realizado por Johansson *et al.* (2007), foi constatado que a relação altura-largura (H/D) do *riser* em unidades CFB, tanto de laboratório quanto industriais, tem um impacto significativo nas propriedades de fluxo e, consequentemente, na recirculação de sólidos. Além disso, o conhecimento detalhado dos padrões de fluxo de gás e sólidos também se mostrou importante.

Lan *et al.* (2013) aplicaram a fluidodinâmica computacional (CFD) baseada no método de partícula em célula multifásica para investigar a recirculação de sólidos e seus fatores de influência em *riser*s CFB operando em regime de transporte de fase diluída (TFD) e em regime de fluidização rápida (FR). O resultado apontou uma extensa recirculação de sólidos no regime de FR. No regime TFD as partículas sofrem uma pequena recirculação de sólidos na base do *riser*, enquanto no regime FR sofrem uma recirculação de sólidos em grande escala ao longo do *riser*. Os resultados demonstram também que a recirculação de sólidos no regime TFD é originada pelo fluxo descendente de partículas perto da região da parede (filme de partículas), enquanto no regime FR é causada pelo fluxo descendente de partículas e estruturas de mesoescala (aglomerados de partículas).

Uma outra forma de acessar o fenômeno da recirculação de sólidos é através de um importante parâmetro denominado espessura do filme de parede ou espessura da camada de recirculação (δ). Esse é definido como a região adjacente à parede do *riser* no qual o fluxo líquido é descendente. Pode ser definido também como a distância entre a parede do *riser* e o ponto em que o fluxo axial líquido de sólidos é nulo. Constitui uma grandeza importante porque permite o cálculo da área relativa entre a região nuclear e anular, necessária tanto para solução de modelos fluidodinâmicos quanto para modelos de transferência de calor (Bi *et al.*, 1996; Harris *et al.*, 2002).

Patience e Chaouki (1993) realizaram um estudo do *riser* de um CFB utilizando argônio radioativo como marcador focando na fase gasosa. A unidade piloto experimental utilizada nos experimentos realizados possui 5 m de altura e 83 mm de diâmetro. O sólido utilizado foi areia, com partícula de diâmetro médio igual a 277 μm, densidade de 2630 kg/m^3 e injetado com uma taxa de fluxo de sólidos (G_s) compreendida entre 20 – 140 kg/m^{2}s. O ar comprimido foi introduzido com velocidade superficial do gás (U_g) na faixa de 4 – 8 m/s. Já o gás traçador foi

produzido pela irradiação de uma amostra de 9 mg de Ar-40 no fluxo rápido de nêutrons de um reator nuclear.

Utilizando os resultados obtidos em laboratório juntamente com resultados experimentais de outros trabalhos da literatura, contemplando ampla gama de condições de operação (1,7 m/s ≤ U_g ≤ 25 m/s e 3 kg/m^{2}s ≤ G_s ≤ 1090 kg/m^{2}s), características de partícula (60 μm ≤ d_p ≤ 275 μm e 1400 kg/m^3 ≤ ρ_s ≤ 1600 kg/m^3) e geometria do *riser* (0,05 m ≤ D ≤ 0,94 m) os autores apresentaram um Modelo para expressar a razão entre a área da região nuclear e anular (Φ):

$$\Phi = \frac{1}{1 + 1{,}1 \cdot Fr \cdot \left(\frac{U_s}{U_g}\right)^{0{,}083 \cdot Fr}} \tag{47}$$

Na Equação (47), U_s é a velocidade superficial da partícula $\left(U_s = \frac{G_s}{\rho_s}\right)$ e Fr é o número de Froude $\left(Fr = \frac{U_g}{\sqrt{g \cdot D}}\right)$. O número de Froude descreve a relação entre as forças inerciais e gravitacionais em um escoamento. Se Fr for menor que 1, indica que as forças gravitacionais são predominantes, o que resulta em um escoamento onde as partículas sólidas tendem a se depositar no fundo do tubo. De outra forma, se Fr for maior que 1, as forças inerciais se tornam dominantes. Nesse caso, as partículas sólidas tendem a se mover com o fluxo gasoso, resultando em uma suspensão mais uniforme. Esse regime é conhecido como fluxo diluído ou transporte pneumático.

A razão apresentada na Equação (46) pode ser expressa também, de acordo com a definição por:

$$\Phi = \left(\frac{r_c}{R}\right)^2 \tag{48}$$

Na expressão acima, r_c é o raio da região nuclear e R é o raio do *riser* (vide Figura 11). Logo:

$$\left(\frac{r_c}{R}\right)^2 = \frac{1}{1 + 1{,}1 \cdot Fr \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)^{0{,}083 \cdot Fr}} \tag{49}$$

Da Figura 11, é possível inferir que:

$$r_c + \delta = R \Rightarrow r_c = R - \delta \tag{50}$$

Substituindo a Equação (50) na Equação (49), teremos:

$$\left(\frac{R-\delta}{R}\right)^2 = \frac{1}{1 + 1{,}1 \cdot Fr \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)^{0{,}083 \cdot Fr}}$$

$$\left(1-\frac{\delta}{R}\right)^2 = \frac{1}{1 + 1{,}1 \cdot Fr \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)^{0{,}083 \cdot Fr}}$$

$$1-\frac{\delta}{R} = \sqrt{\frac{1}{1 + 1{,}1 \cdot Fr \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)^{0{,}083 \cdot Fr}}}$$

$$1-\frac{\delta}{R} = \frac{1}{\sqrt{1 + 1{,}1 \cdot Fr \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)^{0{,}083 \cdot Fr}}}$$

$$\frac{\delta}{R} = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + 1{,}1 \cdot Fr \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)^{0{,}083 \cdot Fr}}}$$

$$\frac{\delta}{0{,}5 \cdot D} = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + 1{,}1 \cdot Fr \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)^{0{,}083 \cdot Fr}}}$$

$$\frac{\delta}{D} = 0{,}5 \cdot \left(1 - \frac{1}{\sqrt{1 + 1{,}1 \cdot Fr \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)^{0{,}083 \cdot Fr}}}\right) \tag{51}$$

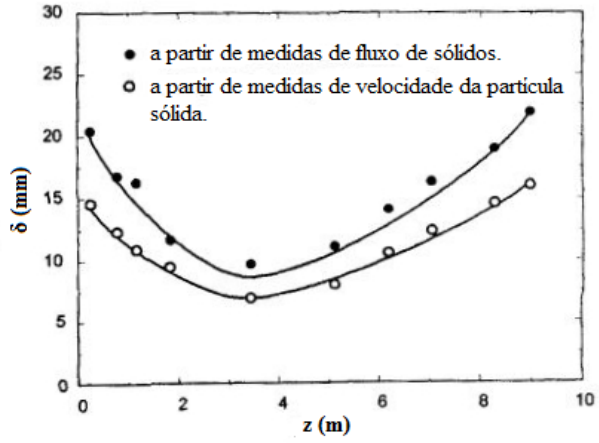
A Equação (51) apresenta a espessura da camada de recirculação adimensional (δ/D) como função das duas condições de operação, ou seja, a taxa de fluxo de sólidos (G_s) e velocidade superficial do gás (U_g) e, também, da densidade do sólido (ρ_s). Como resultado, encontraram que o raio da superfície nuclear (r_c) aumenta com U_g e ρ_s e diminui com G_s. Uma vez que, da Equação (46), tem-se que $\delta = R - r_c$, então, tal espessura apresenta comportamento inverso ao de r_c, ou seja, diminui com U_g e ρ_s e aumenta com G_s.

Werther (1994) propôs uma correlação para o cálculo de δ/D como função da altura do *riser* (H), das posições axiais/posições de medição (z) e do número de Reynolds (Re):

$$\frac{\delta}{D} = 0{,}55 \cdot Re^{-0{,}22} \cdot \left(\frac{H}{D}\right)^{0{,}21} \cdot \left(\frac{H - Z}{H}\right)^{0{,}73} \tag{52}$$

Bi *et al.* (1996) realizaram um estudo sobre a espessura do filme de parede (δ) baseados em perfis radiais de medidas de velocidade local de partículas de sólidos e de taxa de fluxo de sólidos. As medidas foram conduzidas em um *riser* de seção transversal quadrada de 152 mm de lado e 9,14 m de altura com saída abrupta. Partículas de areia com diâmetro médio de 277 µm e densidade de 2630 kg/m^3 constituíram a matéria do CFB. O resultado é apresentado na Figura 15. É possível observar que a medida de δ em ambos os métodos diminui com a posição axial até um certo ponto e depois aumenta com a altura na seção superior do *riser*. Uma explicação dada pelos autores é a influência da saída abrupta que causa uma maior concentração de sólidos no topo. Também foi observado que para o método baseado na taxa de fluxo de sólidos os valores de δ são maiores.

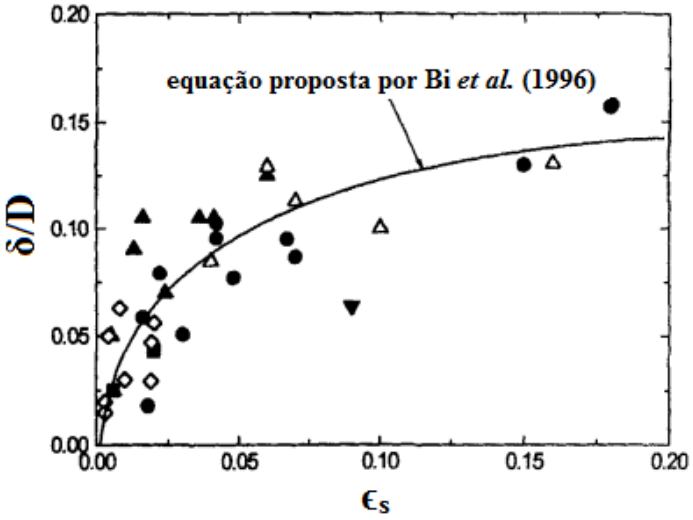
Figura 15 - Perfil axial da espessura da camada de recirculação baseada em dois tipos de medições.



Fonte: Adaptado de Bi *et al.* (1996).

A partir dos resultados apresentado na Figura 15, Bi *et al.* (1996) concluíram que a correlação proposta por Patience e Chaouki (1993) falha na previsão dos valores de δ por não levar em conta a sua variação com a posição axial (Z). Já com relação à expressão apresentada por Werther (1994), Bi et al. (1996) afirmaram que tal equação falha por não incluir a taxa de fluxo de sólidos (G_s) e por não conseguir prever a variação de δ em *riser*s com forte refluxo na saída.

Figura 16 - Espessura da camada de recirculação adimensional (δ/D) como função do valor médio da fração volumétrica de sólidos (ϵ_s).



Fonte: Adaptado de Bi *et al.* (1996).

Com base nos resultados apresentados na Figura 15 e em resultados de 11 trabalhos experimentais (vide Figura 16), disponíveis na literatura, para *riser*s de seção transversal quadrada e circular, Bi *et al.* (1996) propuseram uma correlação que é função somente da fração volumétrica de sólidos:

$$\frac{\delta}{D} = 0{,}5 \cdot \left(1 - \sqrt{1{,}34 - 1{,}30 \cdot \epsilon_s^{0,2} + \epsilon_s^{1,4}}\right) \tag{53}$$

A Equação (53) é válida para a faixa $0{,}8000 < \epsilon_g < 0{,}9985$ ($0{,}0015 < \epsilon_s < 0{,}2000$). De acordo com a Figura 16 e segundo os autores, os valores de δ/D previstos com a equação proposta apresentam boa concordância com os valores experimentais, mostrando, satisfatoriamente, que os valores da espessura aumentam com o aumento de G_s que, aumentam consequentemente os valores de ϵ_s, ao considerar-se um valor fixo de U_g.

Wei *et al.* (1997) apresentaram medições experimentais de perfis de taxa de fluxo de sólidos em um *riser* (D = 186 mm e H = 8,5 m) para determinada faixa de condições experimentais (1,8 m/s ≤ U_g ≤ 10,5 m/s e 18 kg/m^{2}s ≤ G_s ≤ 235 kg/m^{2}s). Duas posições de medição (z) acima da entrada do *riser* foram consideradas nos experimentos (Z = 1,75 m e Z = 3,92 m). Encontraram a existência de três tipos de perfis radiais de fluxo de sólidos: parabólico/núcleo-anular, radialmente uniforme e em forma de U. Um modelo para esses três regimes é proposto e correlações de dois parâmetros do modelo são obtidas. Propuseram uma correlação para o raio do núcleo (r_c) para o regime núcleo-anular:

$$\frac{r_c}{R} = 0{,}21 \cdot Re^{0{,}133} \cdot \epsilon_s^{0{,}127}$$

Da Equação (50), tem-se que $r_c = R - \delta$. Logo:

$$\frac{R-\delta}{R} = 0{,}21 \cdot Re^{0{,}133} \cdot \epsilon_s^{0{,}127}$$

$$1 - \frac{\delta}{R} = 0{,}21 \cdot Re^{0{,}133} \cdot \epsilon_s^{0{,}127}$$

$$\frac{\delta}{R} = 1 - 0{,}21 \cdot Re^{0{,}133} \cdot \epsilon_s^{0{,}127}$$

$$\frac{\delta}{0{,}5 \cdot D} = 1 - 0{,}21 \cdot Re^{0{,}133} \cdot \epsilon_s^{0{,}127}$$

$$\frac{\delta}{D} = 0{,}5 \cdot \left(1 - 0{,}21 \cdot Re^{0{,}133} \cdot \epsilon_s^{0{,}127}\right) \qquad (54)$$

A Equação (54) é válida para a faixa 4,05x10^4 < Re < 1,05x10^5, ou seja, a mesma apresenta uma restrição em sua aplicação.

Harris *et al.* (2002) realizaram um extenso trabalho sobre a espessura da camada de recirculação (δ), analisando as correlações propostas pelos autores citados anteriormente e propondo uma correlação melhorada incluindo parâmetros conhecidos por influenciar geralmente essa espessura da camada anular e outros fatores não inclusos. Tomaram como ponto de partida os mesmos conjuntos experimentais considerados por Bi *et al.* (1996),

acrescido de sete outros trabalhos, totalizando, assim, 18 conjuntos de medidas experimentais (vide Tabela 1).

Tabela 1 - Valores experimentais de espessura da camada de recirculação adimensional (δ/D) para diferentes conjuntos experimentais publicados na literatura compilados por Harris *et al.* (2002).

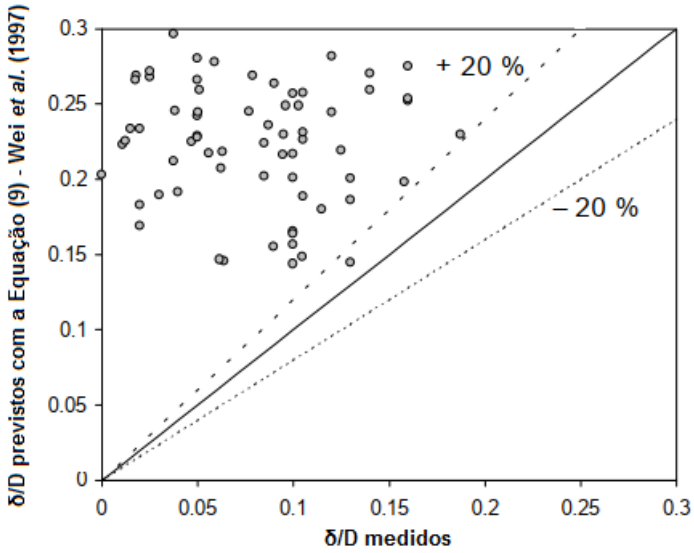
Autor(es)	**D [m]**	**H [m]**	**Z [m]**	**ρ_s [kg/m^3]**	**G_s [kg/m^{2}s]**	**U_g [m/s]**	**ε_s**	**δ/D**
Gadjos & Bierl (1978)	0,076	5,80	1,00	1600	130,00	3,20	0,1500	0,130
Gadjos & Bierl (1978)	0,076	5,80	4,00	1600	130,00	3,20	0,0670	0,095
Bader et al. (1988)	0,305	12,20	9,10	1710	147,00	4,60	0,0880	0,062
Hartge et al. (1988)	0,400	8,40	2,70	1500	49,00	2,90	0,0220	0,038
Hartge et al. (1988)	0,400	8,40	4,70	1500	49,00	2,90	0,0140	0,050
Hartge et al. (1988)	0,400	8,40	2,70	2600	30,00	3,70	0,0190	0,063
Hartge et al. (1988)	0,400	8,40	4,70	2600	30,00	3,70	0,0110	0,050
Horio et al. (1988)	0,050	2,79	0,36	1000	11,70	1,17	0,1500	0,160
Horio et al. (1988)	0,050	2,79	1,06	1000	11,70	1,17	0,1200	0,140
Horio et al. (1988)	0,050	2,79	1,63	1000	11,70	1,17	0,0700	0,160
Horio et al. (1988)	0,050	2,79	0,36	1000	11,25	1,29	0,1300	0,160
Horio et al. (1988)	0,050	2,79	1,06	1000	11,25	1,29	0,0750	0,140
Horio et al. (1988)	0,050	2,79	1,63	1000	11,25	1,29	0,0500	0,120
Rhodes (1990)	0,152	6,50	1,50	1800	42,00	2,80	0,0410	0,105
Rhodes (1990)	0,152	6,50	3,30	1800	42,00	2,80	0,0360	0,105
Rhodes (1990)	0,152	6,50	4,30	1800	42,00	2,80	0,0240	0,120
Miller & Gidaspow (1992)	0,075	6,60	4,20	1654	12,00	2,90	0,0420	0,103
Miller & Gidaspow (1992)	0,075	6,60	4,20	1654	20,00	2,90	0,0220	0,079
Miller & Gidaspow (1992)	0,075	6,60	4,20	1654	30,00	2,90	0,0160	0,059
Miller & Gidaspow (1992)	0,075	6,60	5,50	1654	20,00	2,60	0,0700	0,087
Miller & Gidaspow (1992)	0,075	6,60	5,50	1654	20,00	2,90	0,0300	0,051
Miller & Gidaspow (1992)	0,075	6,60	5,50	1654	20,00	3,50	0,0180	0,018

Miller & Gidaspow (1992)	0,075	6,60	1,90	1654	33,00	2,90	0,1800	0,158
Miller & Gidaspow (1992)	0,075	6,60	4,20	1654	20,00	2,90	0,0420	0,096
Miller & Gidaspow (1992)	0,075	6,60	5,50	1654	20,00	2,90	0,0480	0,077
Rhodes & Laussman (1992)	0,152	5,80	3,90	2640	30,00	4,00	0,0050	0,050
Rhodes & Laussman (1992)	0,152	5,80	3,90	2640	30,00	2,80	0,0160	0,105
Rhodes & Laussman (1992)	0,152	5,80	2,90	2640	30,00	2,80	0,0130	0,090
Nicolai et al. (1993)	0,411	8,50	2,00	2300	93,00	4,25	0,0260	0,187
Nicolai et al. (1993)	0,411	8,50	5,00	2300	93,00	4,25	0,0190	0,100
Nicolai et al. (1993)	0,411	8,50	8,00	2300	93,00	4,25	0,0900	0,105
Zhou (1995)	0,150	10,00	1,80	2640	40,00	5,50	0,1600	0,130
Zhou (1995)	0,150	10,00	3,40	2640	40,00	5,50	0,1000	0,100
Zhou (1995)	0,150	10,00	5,10	2640	40,00	5,50	0,0600	0,100
Zhou (1995)	0,150	10,00	6,50	2640	40,00	5,50	0,0400	0,085
Zhou (1995)	0,150	10,00	8,30	2640	40,00	5,50	0,0700	0,115
Kallio (1996)	0,400	7,30	1,00	1800	30,40	3,97	0,0030	0,018
Kallio (1996)	0,400	7,30	2,50	1800	30,40	3,97	0,0030	0,020
Kallio (1996)	0,400	7,30	2,50	1800	30,40	3,97	0,0030	0,050
Kallio (1996)	0,400	7,30	4,50	1800	30,40	3,97	0,0010	0,038
Karri & Knowlton (1998)	0,200	14,00	3,70	2643	49,00	5,80	0,0060	0,100
Karri & Knowlton (1998)	0,200	14,00	3,70	2643	93,00	5,80	0,0190	0,100
Karri & Knowlton (1998)	0,200	14,00	3,70	2643	195,00	5,80	0,0380	0,040

Fonte: Harris *et al*. (2002).

Dentro da análise realizada, Harris *et al.* (2002) plotaram gráficos de paridade, ou seja, gráficos em que no eixo horizontal estão os valores medidos de uma determinada grandeza e, no eixo vertical, os valores previstos por uma equação. Os autores assim o fizeram para comparar os valores dos trabalhos experimentais presentes na Tabela 1 com os valores gerados por cada uma das equações propostas, inclusive a proposta por eles (mostrada posteriormente). Para a equação (53), que possui restrição de aplicação (apontada anteriormente), os autores encontraram um erro de previsão na faixa de 30 % a 60 %. A equação (54), para os conjuntos experimentais utilizado pelos autores que a propuseram (quatro conjuntos), o erro de previsão ficou dentro de 10%. Considerando os dados da Tabela 1, a previsão é pobre (vide Figura 17).

Figura 17 - Gráfico de paridade dos valores de δ/D previstos com a Equação proposta por Wei *et al.* (1997) e os medidos.



Fonte: Adaptado de Harris *et al.* (2002).

De acordo com os trabalhos reportados anteriormente, os fatores que influenciam a espessura da camada de recirculação/espessura da camada de filme de parede (δ) são:

- O diâmetro do *riser* (D);
- A velocidade superficial da fase gasosa (U_g);
- A taxa de fluxo de sólidos (G_s);
- A altura/posição de medição/axial (Z);
- A altura (H) do *riser*.

Além desses, Harris *et al.* (2002), incluíram alguns fatores que poderiam influenciar no valor da espessura. São eles:

- A influência da saída do *riser* no perfil do fluxo de sólidos. Apesar de que, nessa época, os pesquisadores não forneciam detalhes sobre a configuração da saída do *riser* utilizado em seus estudos;
- Da mesma forma, a influência da entrada do *riser* no fluxo dos sólidos, o que é difícil de avaliar;
- A não uniformidade de δ ao longo do perímetro do *riser*;

- A existência de elementos nos *riser*s reais, como, por exemplo: injetores de ar secundários (topo do *riser*), paredes com membranas, difusores, entre outros componentes internos e que influenciam no fluxo de sólidos.

Sob condições normais de operação, a espessura (δ) da camada de recirculação é função das propriedades do sólido (diâmetro da partícula - d_p, densidade da partícula - ρ_s), das propriedades do gás (viscosidade dinâmica do gás - μ_g, densidade do gás - ρ_g), dos parâmetros geométricos do *riser* (diâmetro do *riser* - D, altura do *riser* - H), das condições de operação (velocidade superficial do gás - U_g, taxa de fluxo de sólidos - G_s), da posição de medição (Z) e da aceleração da gravidade (g), ou seja:

$$\delta = f\left(d_p, \rho_s, U_g, \mu_g, \rho_g, G_s, D, H, Z, g\right)$$

Harris *et al.* (2002), então, apresentaram a seguinte correlação:

$$\frac{\delta}{D} = 0{,}5 \cdot \left[1 - 0{,}4014 \cdot \epsilon_s^{-0{,}0247} \cdot Re^{0{,}0585} \cdot \left(\frac{H - z}{H}\right)^{-0{,}0663}\right] \qquad (55)$$

A equação (55) apresentou erro relativo médio de 23,9 %.

Kim *et al.* (2004) determinaram estruturas de fluxo através de experimentos conduzidos em um *riser* de um CFB (D = 0,203 m e H = 5,9 m) com partículas de catalisador de FCC (d_p = 70 μm e ρ_s = 1700 kg/m^3). As condições de operação utilizadas foram a velocidade superficial do gás (U_g) na faixa 5 m/s a 8 m/s e a taxa de fluxo de sólidos (G_s) de 10 kg/m^{2}s a 340 kg/m^{2}s. Uma sonda foi utilizada para a medição dos perfis de fluxo de momento radial em várias alturas ao longo do *riser* para distinção entre as regiões de fluxo ascendente e descendente. A partir dos resultados experimentais e de valores de outros trabalhos presentes na literatura, propuseram uma equação para o cálculo da espessura da camada de recirculação (δ). Concluíram, a partir de outros trabalhos, que a espessura da camada de recirculação adimensional (δ/D) é vista como amplamente dispersa. Para pequenos valores de U_g e G_s, a camada torna-se mais espessa com o aumento de ϵ_s. Porém, deve ser lembrado que o fluxo de sólidos perto da parede pode mudar para cima em altos valores de ϵ_s, sobretudo em altos valores de U_g e G_s. Portanto, ϵ_s não é o único parâmetro a influenciar a espessura dos sólidos abaixo. Isso reforça os resultados e conclusões de Harris *et al.* (2002). Sendo assim, os autores Kim *et*

al. (2004) tomaram como ponto de partida a velocidade slip adimensional modificada (v^*_{slip}), proposta por Bi e Grace (1995), para descrever as transições de regime de fluxo dentro da fluidização rápida (FR). Esses últimos autores reportaram que o regime de FR inicia para v^*_{slip} de 1 a 6, enquanto o transporte pneumático para v^*_{slip} de 1,2 a 20 a depender das propriedades da partícula sólida. Em seu trabalho, Kim *et al.* (2004) determinaram v^*_{slip} igual a 6,5, resultando nas seguintes expressões:

$$\frac{\delta}{D^{0,85}\cdot\left(\frac{U_g^2}{g}\right)^{0,15}} = 1{,}73\cdot v*_{slip}^{0,21}\cdot Fr_{d_p}^{-0,97}\cdot\left[\frac{\rho_s\cdot\epsilon_s}{\rho_g\cdot(1-\epsilon_s)}\right]^{0,16} \quad para\ v*_{slip} < 6{,}5 \quad (56)$$

$$\frac{\delta}{D^{0,85}\cdot\left(\frac{U_g^2}{g}\right)^{0,15}} = 0{,}53\cdot v*_{slip}^{-0,32}\cdot\left(\frac{u_s}{U_g}\right)^{-0,55}\cdot\left[\frac{\rho_s\cdot\epsilon_s}{\rho_g\cdot(1-\epsilon_s)}\right]^{-0,70} \quad para\ v*_{slip} \geq 6{,}5 \quad (57)$$

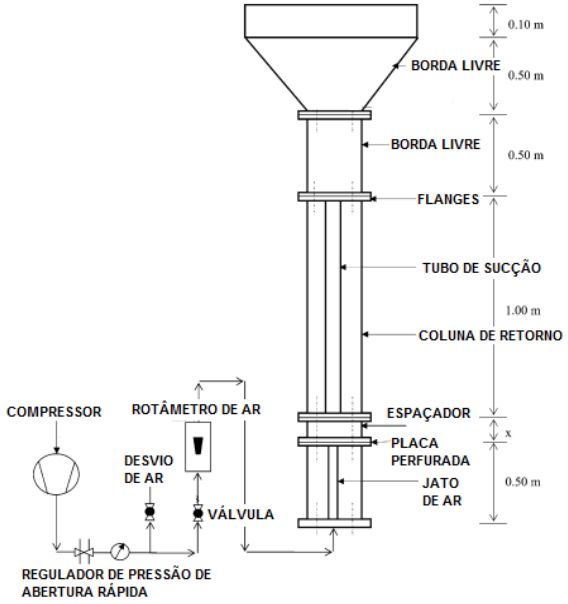
Na equação (56) Fr_{dp} é o número de Froude da partícula sólida $\left(Fr_{d_p} = \frac{U_g}{\sqrt{g\cdot d_p}}\right)$ e na equação (57) u_s é a velocidade da fase sólida.

No estudo realizado por Chandel e Alappat (2006), foram analisados os efeitos dos parâmetros operacionais em um leito fluidizado de recirculação (Recirculating Fluidized Bed - RCFB), um tipo de leito composto por dois tubos concêntricos. O tubo central menor transporta as partículas de sólido de forma ascendente, enquanto o tubo externo permite que as partículas caiam livremente. O *riser* de um RCFB pode ser operado da mesma maneira que o de um CFB, e o regime de fluxo pode ser semelhante. As diferenças estão na configuração e na distribuição do ar, com uma seção espaçadora entre a base do *riser* e a placa de distribuição perfurada, permitindo a circulação de sólidos (vide Figura 18).

Conforme ilustrado na figura abaixo, o *riser* possui uma altura de 1 m, diâmetro de 0,05 m, diâmetro da coluna de retorno de 0,15 m e tubo de jato de ar de diâmetro igual a 0,032 m. Três alturas (x) para o espaçador foram consideradas (0,03 m, 0,05 m e 0,095 m). Dois tipos de sólidos foram utilizados (grupo B e D da classificação de Geldart). Como condições de operação, foram variadas a velocidade superficial do gás (U_g) na faixa 4 a 11 m/s e taxa de injeção de sólidos (m_s) na faixa de 0,1 a 0,5 kg/s. Propuseram uma equação para o cálculo de δ/D:

$$\frac{\delta}{D} = \left[1 - 0{,}341 \cdot x^{-0{,}057} \cdot U_g^{0{,}261} \cdot \left(\frac{d_p}{D}\right)^{-0{,}055} \cdot \left(\frac{H - Z}{H}\right)^{-0{,}065} \cdot i^{0{,}005} \cdot \dot{m}_s^{-0{,}012}\right] \quad (58)$$

Figura 18 - Diagrama de um leito fluidizado de recirculação.



Fonte: Adaptado de Chandel e Alappat (2006).

Na Equação (59) x é a altura do espaçador, i é o inventário do catalisador (kg) e ms é a taxa de injeção de sólidos (kg/s). Verificaram que a velocidade superficial do gás (U_g), a posição axial de medição (Z), o espaçamento entre o fundo do *riser* e a placa de distribuição, além do tamanho do meio de fluidização, são parâmetros críticos para o valor de δ. O efeito do inventário de catalisador sobre a espessura não ficou claramente compreendido.

Zhu e Wang (2010) debruçaram-se no estudo dos termos que são negligenciados nos modelos fluidodinâmicos e que provocam diferença entre os valores previstos e medidos de fação volumétrica de sólidos (ϵ_s). Os autores mencionaram que pesquisas anteriores reportaram que a inclusão do efeito de colisão é essencial para reduzir essa diferença, ao invés de apenas modificar as formulações da força de arrasto. A análise realizada pelos autores revelou a existência de uma força de resistência ocasionada pela colisão entre as partículas de sólido durante a aceleração do mesmo. Tais colisões fora do equilíbrio não podem ser modeladas pela teoria cinética existente ou pela modelagem de elementos discreto (Discrete Element Modeling – DEM), sendo necessária uma revisão total dessa teoria. Seguindo nessa linha, Wang *et al.* (2010) propuseram um novo modelo fluidodinâmico para descrever o fluxo ascendente de sólidos no qual incluíram esses efeitos de colisão. Para o cálculo da área da região nuclear (A_c),

eles levaram em consideração a Equação (10), ou seja, a equação para δ/D proposta por Harris *et al.* (2002).

Wang *et al.* (2010) realizaram estudos experimentais e de simulação para comportamento do fluxo de partículas do tipo B da classificação Geldart para altos valores de U_g e G_s. O *riser* considerado foi de seção quadrada com 0,27 m de lado e 10 m de altura. O estudo investigou a estrutura do fluxo no *riser* de um leito fluidizado circulante (CFB). Como o modelo de força de arrasto tradicional não conseguiu descrever adequadamente as estruturas heterogêneas do fluxo gás-sólido, aplicaram o modelo de minimização de energia dependente da estrutura em múltiplas escalas (Energy-Minimization Multi-Scale - EMMS). Durante os experimentos, observaram a típica estrutura núcleo-anular, a recirculação de sólidos perto da parede do *riser* e os processos de formação e fragmentação de aglomerados. Os resultados indicaram que as distribuições de concentração sólida axial apresentavam uma região diluída na zona intermediária superior e uma região densa nas saídas inferior e superior. Comparado ao modelo de arrasto tradicional, o modelo baseado no EMMS mostrou maior consistência com os dados experimentais, sendo capaz de descrever a diferença entre as configurações de saída. O estudo ressaltou a importância da força de arrasto na simulação CFD e demonstra a utilidade do modelo de arrasto revisado para descrever o fluxo gás-sólido em *riser*s de CFB.

O estudo conduzido por Rao *et al.* (2011) abordou a distribuição de partículas sólidas em CFB's e a importância de prever o valor de δ para estimar a transferência de calor entre uma suspensão sólida no leito e a superfície da parede do *riser*. Realizaram medições locais de fluxo de sólidos, usando uma sonda de tubo em U, para dois sistemas (um com 0,0508 de diâmetro e 3 m de altura e outro com 0,1016 m de diâmetro e 6 m de altura). Areia (182 µm e 2560 kg/m^3) e catalisador de FCC (99 µm e 1600 kg/m^3) foram os sólidos analisados. A velocidade superficial do gás (U_g) e as taxas de fluxo de sólidos (G_s) estão na faixa de 1 - 6 m/s e 5 - 125 kg/m^{2}s, respectivamente. A estrutura do fluxo descendente de sólidos é fortemente influenciada pelos aglomerados de partículas e suas propriedades. Propuseram, então, uma expressão para o cálculo de δ/D a partir das medições de fluxo e considerando essas propriedades.

$$\frac{\delta}{D} = 0{,}0625 + 0{,}025 \cdot \left(\frac{u_{cl}}{u_g - u_s}\right)^{0{,}3142} \cdot Fr_{dcl}^{0{,}097} \cdot \epsilon_{cl}^{0{,}1145} \qquad (59)$$

Na Equação (59), u_{cl} é a velocidade do cluster de partículas, u_g a velocidade da fase gasosa, u_s a velocidade da fase sólida, Fr_{dcl} é o número de Froude baseado no diâmetro do cluster e ϵ_{cl} é a fração volumétrica do cluster.

No estudo realizado por Khongprom *et al.* (2012) foi investigado o comportamento da mistura axial e radial de gás e sólidos em um reator fluidizado circulante de circulante de fluxo descendente (downer reactor). Para tal utilizaram um modelo Euleriano-Euleriano bidimensional (2D) baseado na teoria cinética do fluxo granular e um modelo de turbulência k-e nas simulações de fluxo. O método do traçador virtual, baseado em simulações CFD, também foi empregado. Foram analisados os efeitos das condições de operações (U_g e m_s) e das propriedades do sólido (d_p e ρ_s). Os resultados da simulação foram validados com dados experimentais da literatura. O número de Peclet axial (Pe), que indica o grau de mistura num sistema, aumenta com o aumento de U_g e diminuição de m_s. Partículas de sólidos maiores e/ou mais densas tendem a aumentar o número de Peclet.

Shi *et al.* (2014) analisaram a aplicação do modelo de dinâmica de partículas computacional (Computational Particle Fluid Dynamic – CPFD) para simular a fluidodinâmica em *riser*s de CFB industriais com distribuições Gaussiana e Logonormal, para diferentes larguras de tamanho de partícula (Particle Size Distribution – PSD). Os resultados mostraram que a PSD tem um impacto significativo no comportamento do fluxo e partículas na base do *riser*, onde a maioria dos processos de reação e transporte ocorre. Além disso, um PSD mais amplo enfraquece a mistura de partículas. Os resultados ressaltam a importância de considerar a polidispersão de partículas ao simular *riser*s industriais.

Utilizando o modelo CPFD, Shi *et al.* (2015) investigaram a distribuição do tempo de residência de sólidos (Residence Time Distribution – RTD) e o comportamento da mistura no *riser*. Os resultados indicaram que o método CPFD foi capaz de prever a hidrodinâmica e o tempo médio de residência dos sólidos. Foi observado que o tempo de residência dos sólidos apresentava uma distribuição não uniforme tanto na direção axial quanto na direção radial do *riser*. A mistura dos sólidos ocorreu principalmente na parte inferior do *riser*, o que tem implicações importantes para as aplicações industriais dos reatores CFB. Minimizar a mistura dos sólidos nessa região pode melhorar o rendimento dos produtos desejados, como no caso do craqueamento catalítico fluidizado (FCC).

O escopo do trabalho de Djerf, Pallarès e Jonhson (2021) foi investigar os mecanismos que governam os padrões de fluxo de sólidos em fornos CFB de grande escala. Os resultados mostraram que a presença de uma camada densa afeta o arraste de sólidos da região inferior do forno, sendo que o arraste aumenta com a velocidade de fluidização, desde que a camada densa seja mantida. A injeção de ar nas paredes do *riser* dificulta o arraste de sólidos, enquanto a injeção de ar na camada densa aumenta o arraste. Além disso, verificou-se que a recirculação

de sólidos para a camada das paredes depende da velocidade de fluidização e das dimensões transversais do sistema.

O estudo de Djerf, Pallarès e Jonhson (2022) se dedicou à análise da dinâmica dos fluidos dos sólidos na zona de impacto das fornalhas de leito fluidizado, com foco na mistura de sólidos e no arraste de sólidos, visando aprimorar a compreensão e a previsão do fluxo de sólidos na região inferior da fornalha. Resultados experimentais indicaram a formação de uma zona de impacto mesmo em casos nos quais não há um leito inferior denso. Um modelo simples que assume trajetórias balísticas dos sólidos ejetados demonstrou ser capaz de estimar satisfatoriamente a taxa de mistura de sólidos. O fluxo de sólidos não misturados, que é arrastado a partir da região inferior, não é afetado pela configuração da parede inferior (inclinada/vertical) para um determinado fluxo de gás. Por fim, propuseram uma expressão empírica para o arraste de sólidos a partir da região inferior, abrangendo uma ampla faixa de operações e tamanhos de unidade.

3.8 TESTES ESTATÍSTICOS

A seção dedicada aos testes estatísticos neste estudo visa aprofundar a compreensão de três métodos essenciais para avaliar a precisão e a confiabilidade dos resultados obtidos. O primeiro deles será o teste de erro relativo percentual, uma ferramenta crucial para aferir a exatidão das estimativas em relação aos valores verdadeiros. Em seguida, abordaremos o conceito de intervalo de confiança, um procedimento que fornece uma margem estimada na qual podemos confiar que uma medida estatística específica está contida. Por último, será discutido o método da superfície de resposta, que possibilita a análise da relação entre múltiplas variáveis de entrada e uma variável de resposta, oferecendo insights valiosos para a otimização e o controle de processos. Esses testes estatísticos desempenham um papel crucial na garantia da validade e da solidez das conclusões extraídas nesta pesquisa.

3.8.1 Erro relativo percentual (ER)

A avaliação dos erros presentes no cálculo de uma solução para um determinado problema é um aspecto crucial. Para esse fim, é necessário estabelecer indicadores de imprecisão (ou precisão). Os indicadores de imprecisão mais comuns são o erro absoluto e o erro relativo (ER). O ER (%) percentual é calculado por (Harris *et al.*, 2002):

$$ER\ (\%) = \frac{|M - P|}{M} \cdot 100 \qquad (60)$$

Na Equação (60), M se refere aos valores medidos (experimentais) e P se refere aos valores previstos com os Modelos.

3.8.2 Coeficiente de determinação (R^2)

O coeficiente de determinação R^2 é uma medida que quantifica o quanto a variação dos dados observados é explicada pela previsão em um modelo estatístico. Ele varia de 0 a 1, onde 0 indica nenhuma relação e 1 indica uma correspondência perfeita entre a previsão e a observação. No entanto, uma limitação do R^2 é que ele apenas considera a variação dos dados, não levando em conta se as previsões estão corretas ou incorretas. Portanto, um modelo que consistentemente superestima ou subestima os valores pode ainda ter um alto valor de R^2, mesmo que suas previsões estejam erradas (Krause; Boyle; Bäse, 2005). Ele é expresso por:

$$R^2 = \left[\frac{\sum_{i=1}^{N}\left(M_i - \underline{M}\right) \cdot \left(P_i - \underline{P}\right)}{\sqrt{\sum_{i=1}^{N}\left(M_i - \underline{M}\right)^2} \cdot \sqrt{\sum_{i=1}^{N}\left(P_i - \underline{P}\right)^2}}\right]^2 \qquad (61)$$

Também, na Equação (61), M se refere aos valores medidos (experimentais) e P se refere aos valores previstos com os Modelos.

3.8.3 Intervalo de Confiança (IC)

O propósito do intervalo de confiança (IC) é estimar a média (μ) de uma população (um conjunto de valores) com base na média ($\underline{y}$) de uma amostra retirada dessa população. Quando o número de dados utilizados (N) é maior que 30 e a distribuição da população é considerada normal, o intervalo de confiança da amostra de média μ, com um nível de confiança de aproximadamente 100(1-α) %, pode ser expresso por (Devore, 2006):

$$\underline{y} \pm z_{\frac{\alpha}{2}} \cdot \frac{s}{\sqrt{N}} \qquad (62)$$

Nesse caso, $z_{\alpha/2}$ representa o valor crítico de uma distribuição z, enquanto s refere-se à variância.

3.8.4 Modelo da Superfície de Resposta (MSR)

O Método da Superfície de Resposta (MSR) é uma abordagem matemática e estatística útil para otimizar a resposta de um processo afetado por múltiplas variáveis. Ao invés de analisar cada variável isoladamente, o MSR permite a construção de um modelo empírico que descreve a relação entre as variáveis e a resposta do processo. Esse modelo é criado utilizando regressão polinomial e é ajustado aos dados coletados. Com base nesse modelo ajustado, é possível analisar a sensibilidade da resposta em relação às variáveis e determinar os valores ideais que maximizam ou minimizam a resposta desejada. Uma das vantagens do MSR é sua robustez, pois os resultados não são significativamente afetados por condições não ideais, como erros aleatórios ou pontos de dados influentes (Cecon; Silva, 2011).

3.8.4.1 Modelo de primeira ordem

Na maioria dos casos envolvendo MSR, não se tem conhecimento prévio sobre a forma precisa do relacionamento entre as variáveis dependentes e independentes. Portanto, o primeiro passo é obter uma aproximação do verdadeiro relacionamento entre a variável de resposta (y) e as variáveis independentes (fatores). Uma abordagem comum é utilizar uma regressão polinomial de baixo grau em uma determinada faixa das variáveis independentes. O modelo de primeira ordem (ou modelo de grau um) para k variáveis de entrada (independentes) pode ser expresso de forma geral como (Montgomery, 2001):

$$y = \beta_0 + \beta_1 \cdot x_1 + \beta_2 \cdot x_2 + \cdots + \beta_k \cdot x_k + \varepsilon \qquad (63)$$

Na Equação (63), β_0, β_1, β_2, ..., β_k são os parâmetros desconhecidos e ε representa o ruído ou erro observado na resposta.

Em notação matricial, considerando N valores, segundo Cecon; Silva (2011), tem-se que:

$$Y = X\beta' + \varepsilon' \qquad (64)$$

Na qual Y é um vetor coluna com N ($N \geq k + 1$) valores, β’ é um vetor coluna com (k + 1) parâmetros, ε’ é um vetor coluna com N erros e X é uma matriz com N linhas e (k + 1) colunas

que compreende os níveis das variáveis independentes codificadas. Se a matriz X tem um conjunto completo de colunas linearmente independentes, então o estimador de mínimos quadrados ordinários para β pode ser calculado usando a seguinte fórmula:

$$\hat{\beta} = \left(X^T X\right)^{-1} X^T Y \tag{65}$$

3.8.4.2 Modelo de segunda ordem

Em determinados casos, a curvatura da superfície de resposta pode ser tão pronunciada que um modelo de primeira ordem, mesmo com a inclusão de termos de interação, não é adequado. Nessa situação, é necessário utilizar um modelo de segunda ordem (Montgomery, 2001; Gonçalves; Sturaro, 2011).

$$y = \beta_0 + \sum_{i=1}^{k} \beta_i x_i + \sum_{i=1}^{k} \beta_{ii} x_i^2 + \sum \sum_{i<j} \beta_{ij} x_i x_j + \varepsilon \tag{66}$$

3.9 UTILIZAÇÃO DO MATLAB®

O MATLAB® é um software interativo amplamente utilizado em engenharia e ciências. Embora não seja uma linguagem de programação convencional, ele realiza a maior parte das tarefas de programação, sendo fácil de aprender. Ele destaca-se pela simplicidade e concisão do código, o que o torna eficiente. O MATLAB® é especialmente útil para manipulação de matrizes e vetores, aliviando a carga de trabalho em sistemas de engenharia baseados em equações matriciais e vetoriais. Seu uso é crucial em várias áreas, incluindo processamento de sinais, análise de dados e controle. Enfim, o MATLAB® é uma poderosa ferramenta de computação, desempenhando um papel crucial na melhoria da eficiência em várias áreas da engenharia, sendo amplamente utilizado para otimização de processos, criação de gráficos, desenvolvimento de interfaces e simulações (Sizemore; Mueller, 2015; Attaway, 2017; Burstein, 2022).

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Nesta seção foi desenvolvida a metodologia pata formular a equação para calcular a a espessura adimensional (δ/D) da camada de recirculação. Os termos da equação devem estar relacionados com a concentração de sólidos, uma vez que o fenômeno ocorre com o transporte de sólidos em fase densa. Portanto, foram propostos um total de sete modelos (seis preliminares) que carregam, em seus termos, a fração volumétrica de sólidos (ϵ_s), a densidade da partícula do sólido (ρ_s), a altura do *riser* (H), a altura de medição (Z) e parâmetros de operação: velocidade superficial do gás (U_g) e taxa de fluxo de sólidos (G_s). Cada modelo foi obtido a partir de dados experimentais da literatura (Tabela 1) mediante a aplicação do Método dos Mínimos Múltiplos Quadrados. A análise adimensional foi aplicada a cada modelo obtido. Testes estatísticos e códigos em MATLAB® foram implementados para avaliar o desempenho das equações (modelos) comparando-as com equações para previsão de δ/D já publicadas na literatura. Uma etapa adicional foi a utilização de dois dos modelos obtidos para o cálculo de δ a partir de resultados de duas fontes de dados: uma experimental e outra oriunda de uma simulação CFD.

A etapa seguinte foi o desenvolvimento de um conjunto de códigos em MATLAB® baseado no Modelo Fluidodinâmico Unidimensional (MFU), o qual em estado estacionário, por hipótese, simula a distribuição axial do fluxo bidimensional, com a estrutura núcleo-anular ao longo do *riser*. Após o desenvolvimento, os códigos componentes do MFU foram testados para dados experimentais de dois trabalhos da literatura (Tabelas 2 e 3).

Na sequência foi investigada a aplicação do MFU às condições de operação de uma unidade piloto a frio (UPF), cujas dimensões e características estão dadas nas páginas 23 e 83. A partir do MFU se conseguiu o perfil axial de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) e, consequentemente, o perfil axial de δ/D mediante a aplicação da equação proposta na etapa anterior. Nessa configuração, a espessura adimensional (δ/D) segue o gradiente de concentração decrescente com a altura do riser e a distribuição radial simétrica de acordo com o fluxo núcleo-anular.

4.1 MODELOS PARA CÁLCULO DA ESPESSURA ADIMENSIONAL DA CAMADA DE RECIRCULAÇÃO (δ/D)

A primeira etapa consistiu na proposição de uma equação para o cálculo da espessura adimensional (δ/D) da camada de recirculação, considerando dados experimentais de vários trabalhos da literatura sumarizados por Harris *et al.* (2002) na Tabela 1. O método utilizado

para dedução da equação de ajuste aos dados de 11 conjuntos experimentais (Tabela 1) foi o de Mínimos Múltiplos Quadrados (MMQ). Primeiramente, foram propostas seis equações, chamada de modelos, a seguir:

Modelo 1:

$$\frac{\delta}{D} = \epsilon_s + \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right) \tag{67}$$

Na Equação (67) ϵ_s é a fração volumétrica de sólidos, G_s é a taxa de fluxo de sólidos, ρ_s é a densidade de sólido e U_g é a velocidade superficial do gás.

Tal equação foi proposta da seguinte forma:

$$\frac{\delta}{D} = \epsilon_s + \left(\frac{A}{D^2}\right) \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)$$

Na qual A é a área da seção transversal do riser e D é o diâmetro do riser. Logo:

$$\frac{\delta}{D} = \epsilon_s + \left(\frac{\frac{\pi \cdot D^2}{4}}{D^2}\right) \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)$$

$$\frac{\delta}{D} = \epsilon_s + \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot \left(\frac{G_s}{\rho_s \cdot U_g}\right)$$

Agora, partindo para a análise dimensional, tem-se:

$$\left[\frac{\delta}{D}\right] = [\epsilon_s] + \frac{[\pi]}{[4]} \cdot \frac{[G_s]}{[\rho_s] \cdot [U_g]}$$

$$\left[\frac{\delta}{D}\right] = M^0 \cdot L^0 \cdot T^0 + M^0 \cdot L^0 \cdot T^0 \cdot \left[\frac{\frac{M}{L^2 \cdot T}}{\frac{M}{L^3} \cdot \frac{L}{T}}\right]$$

$$\left[\frac{\delta}{D}\right] = M^0 \cdot L^0 \cdot T^0 + M^0 \cdot L^0 \cdot T^0 \cdot \left[\frac{M}{L^2 \cdot T} \cdot \frac{L^3 \cdot T}{M \cdot L}\right]$$

$$\left[\frac{\delta}{D}\right] = M^0 \cdot L^0 \cdot T^0 + M^0 \cdot L^0 \cdot T^0 \cdot \left[\frac{M \cdot L^3 \cdot T}{L^2 M \cdot L^3 \cdot T}\right]$$

$$\left[\frac{\delta}{D}\right] = M^0 \cdot L^0 \cdot T^0 \Longrightarrow grandeza\ adimensional \Longrightarrow OK!$$

Os demais modelos seguiram a mesma linha de raciocínio diferindo apenas na inserção e posicionamento das constantes (a, b, c e d)

Modelo 2:

$$\frac{\delta}{D} = a \cdot \varepsilon_s + b \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right)\left(\frac{G_s}{\rho_s U_g}\right) \tag{68}$$

Na Equação (68) ϵ_s é a fração volumétrica de sólidos, G_s é a taxa de fluxo de sólidos, ρ_s é a densidade de sólido, U_g é a velocidade superficial do gás, a e b são constantes a serem encontradas pelo Método do MMQ.

Modelo 3:

$$\frac{\delta}{D} = \varepsilon_s^a + \left(\frac{\pi}{4}\right)\left(\frac{G_s}{\rho_s U_g}\right)^b \tag{69}$$

Modelo 4:

$$\frac{\delta}{D} = a \cdot \varepsilon_s^b + c \cdot \left[\left(\frac{\pi}{4}\right)\left(\frac{G_s}{\rho_s U_g}\right)\right]^d \tag{70}$$

Modelo 5:

$$\frac{\delta}{D} = \varepsilon_s + \left(\frac{\pi}{4}\right)\left(\frac{G_s}{\rho_s U_g}\right) + \left(\frac{H - Z}{H}\right) \tag{71}$$

Modelo 6:

$$\frac{\delta}{D} = a \cdot \varepsilon_s + \left(\frac{\pi}{4}\right)\left(\frac{G_s}{\rho_s U_g}\right) \tag{72}$$

Em seguida, mais um modelo foi testado, mas com base em apenas seis dos onze conjuntos presentes na Tabela 1: Gadjos e Bierl (1978), Hartge *et al.* (1988), Horio *et al.* (1988), Miller e Gidaspow (1992), Nicolai *et al.* (1993) e Zhou (1995). Os demais conjuntos foram descartados devido aos seguintes fatores:

- O conjunto de Bader (1988) contém apenas uma medida. Portanto não é possível avaliar a variabilidade de δ/D;
- O conjunto de Rhodes (1990) apresenta o mesmo valor de δ/D para duas alturas (Z) distintas;
- No conjunto de Rhodes e Laussman (1992) os valores de δ/D medidos aumentam com o valor da altura (Z), quando deveria ser o contrário;
- O conjunto de Kallio (1996) apresenta diferentes valores de δ/D para uma mesma altura (Z) e mesma condição de operação;
- O conjunto de Karri e Knowlton (1998) apresenta o mesmo valor de δ/D para um determinado valor de Z e diferentes condições de operação.

Modelo 7:

$$\frac{\delta}{D} = \varepsilon_s^a \left(\frac{G_s}{\rho_s U_g}\right)^b \left(\frac{H - Z}{H}\right)^c \tag{73}$$

Para cada um dos modelos foi desenvolvida uma rotina em MATLAB® para resolução do MMQ e estimativa das constantes (a, b, c e d).

4.2 COMPARAÇÃO ENTRE OS MODELOS PROPOSTOS E EQUAÇÕES DA LITERATURA

A segunda etapa consistiu na comparação dos valores da espessura adimensional (δ/D) da camada de recirculação, previstos com as Equações (67) a (73) para os 11 conjuntos da Tabela 1, com os valores medidos de δ/D presentes nessa referida tabela. Também, foram comparados esses valores medidos com os valores previstos pelas equações a seguir:

- Werther (1994): Equação (52);
- Bi *et al.* (1996): Equação (53);
- Harris *et al.* (2002): Equação (55).

Essa comparação consistiu de uma avaliação estatística através dos seguintes parâmetros:

- Cálculo do ER (%) com a Equação (64);
- Cálculo de R^2 com a Equação (65);
- Determinação do IC com 95 % de confiança para a situação ideal, ou seja, a reta em que $\delta/D_{previsto} = \delta/D_{medido}$ a partir da Equação (66) e, em seguida, a colocação da pares (δ/D_{medido}, $\delta/D_{previsto}$) e verificação se tais pares se encontram dentro ou não do IC bem como sua distribuição;

4.3 DISTRIBUIÇÃO RADIAL DA ESPESSURA (δ) DA CAMADA DE RECIRCULAÇÃO DE ACORDO COM O MODELO NÚCLEO-ANULAR

Após a etapa descrita na seção anterior, os modelos 6 e 7 (equações (72) e (73)) foram utilizados para prever valores de espessura da camada de recirculação (δ) para resultados de dois trabalhos realizados pelo grupo de pesquisa em tomografia gama, fluidodinâmica e testes não destrutivos (DEN – UFPE): simulação CFD (Claudino *et al.*, 2018) para vazão volumétrica de ar (Q_g) de 650 L/min e taxa de fluxo de sólidos (G_s) de 1,50 kg/m^{2}s (simulação CFD) e a outra condição considera a mesma Q_g e o G_s tem valor igual a 28,77 kg/m^{2}s (experimento – 2017).

A partir de cada valor de δ, para cada uma das condições, foi calculada a seguinte quantidade:

$$\left(\frac{D}{2}\right) - \delta$$

O objetivo com o cálculo deste valor é obter um perfil núcleo-anular semelhante ao apresentado na Figura 11 (linhas vermelhas tracejadas), no qual observa-se o valor de δ diminuindo com a altura Z.

4.4 DESENVOLVIMENTO DOS CÓDIGOS DE COMPOSIÇÃO DO MODELO FLUIDODINÂMICO UNIDIMENSIONAL (MFU)

Uma etapa posterior foi a preparação do Modelo Fluidodinâmico Unidimensional (MFU), dotada de 5 etapas, com cada uma delas realizada por um código (arquivo em texto com a sequência de comandos) desenvolvido em MATLAB®. A seguir, cada um deles (códigos) é descrito:

Código 1 – Simulação do Modelo Fluidodinâmico Unidimensional – PARTE 1:

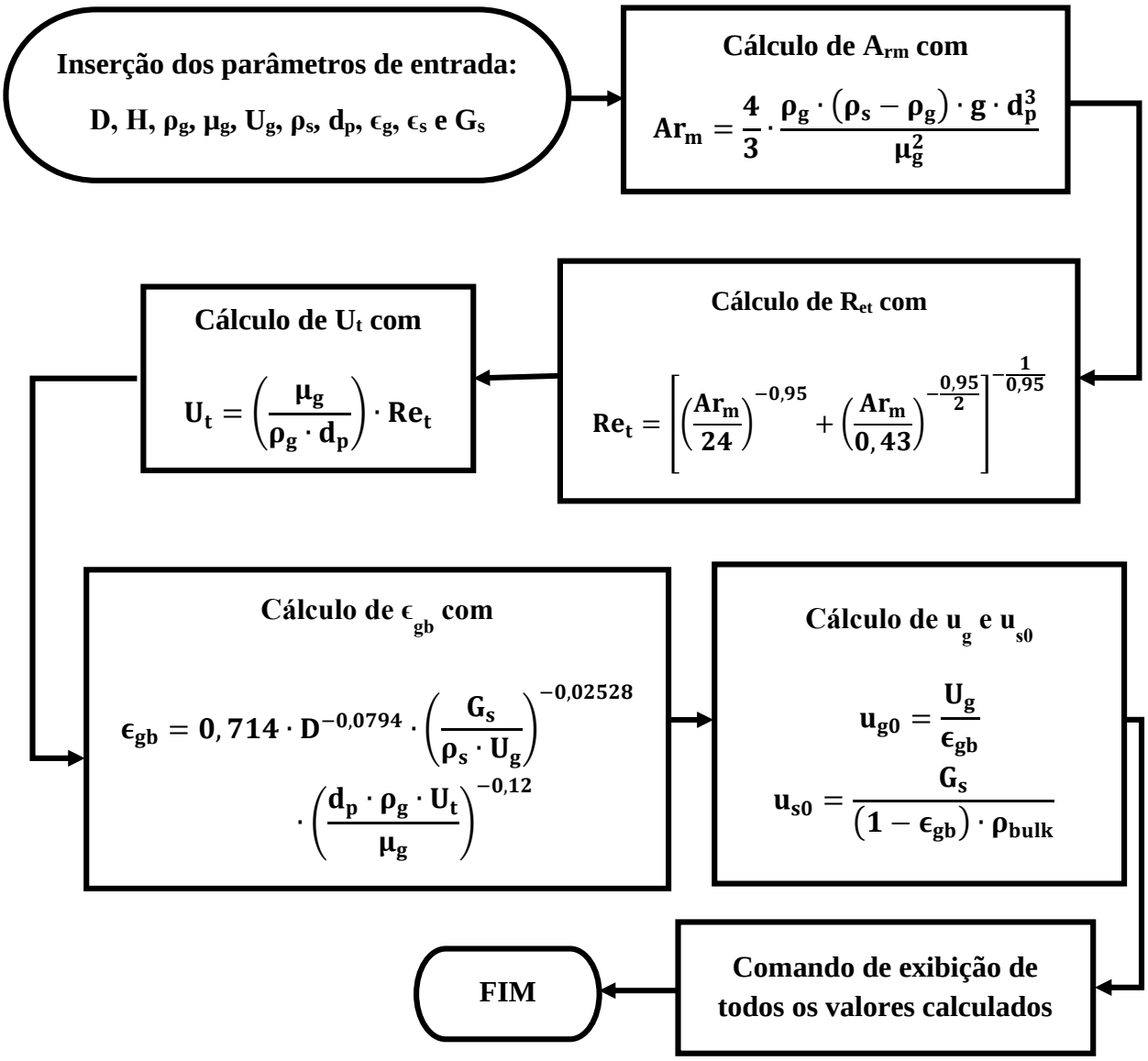
Primeiramente, devem ser inseridos os valores das condições de operação, ou seja, da vazão volumétrica de ar (Q_g) e a taxa de fluxo de sólidos (G_s); ambos parâmetros fundamentais para caracterizar o processo. Em seguida, é realizada inserção dos valores das propriedades do gás (ρ_g) e do sólido (ρ_s, ρ_{bulk} e d_p). Após isso, é feita a inserção dos valores das dimensões geométricas do riser (D e H) e do valor inicial de pressão (P_0). A geometria do *riser* e a pressão inicial desempenham um papel significativo no comportamento do sistema. Prosseguindo, há um comando para o cálculo do número de Arquimedes modificado (Ar_m) com base na Equação (27), um indicador crítico da predominância das forças gravitacionais em relação a outras forças no sistema. A partir do valor de Ar_m, um outro comando realiza o cálculo do número de Reynolds terminal (Re_t) com base na Equação (26), o qual é crucial para avaliar o regime de escoamento predominante no riser.

A partir do valor de Re_t é calculada a velocidade terminal (U_t) utilizando a Equação (25), uma característica fundamental do processo que influencia diversos aspectos de seu comportamento. Outro comando calcula os valores iniciais da velocidade da fase gasosa (u_{g0}), com a Equação (16) e da fase sólida (u_{s0}), essenciais para iniciar a simulação do processo e compreender o comportamento inicial do sistema, calculada com a Equação (74):

$$u_{s0} = \frac{G_s}{(1 - \epsilon_{gb}) \cdot \rho_{bulk}} \tag{74}$$

Por fim, um último comando fração volumétrica de gás na base do riser (ϵ_{gb}) com a Equação (14). A Figura 19 mostra um fluxograma desse código.

Figura 19 - Fluxograma do Código 1 do MFU.



Fonte: O Autor (2023).

Código 2 – Simulação do Modelo Fluidodinâmico Unidimensional – PARTE 2:

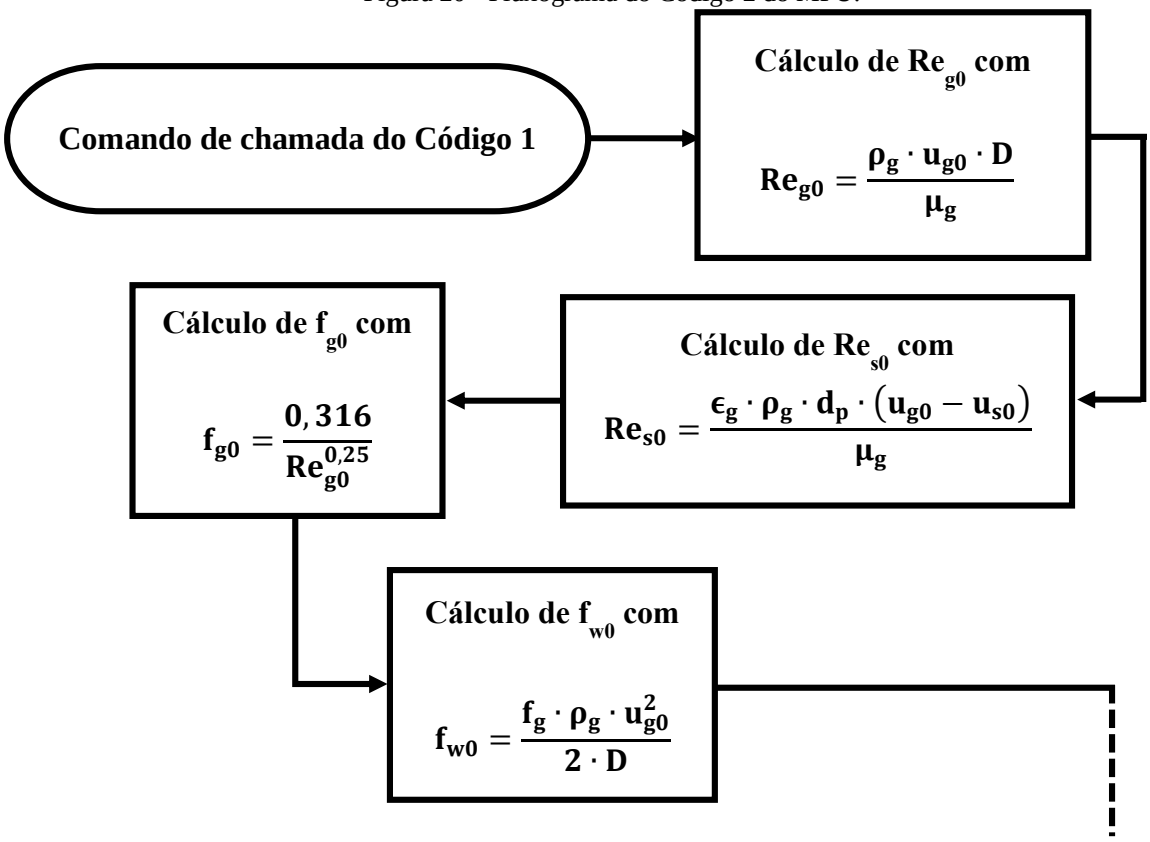
O primeiro comando do Código 2 solicita o Código 1, colocando-o para rodar e coletando todos os valores calculados. Em seguida há dois comandos, um para calcular o

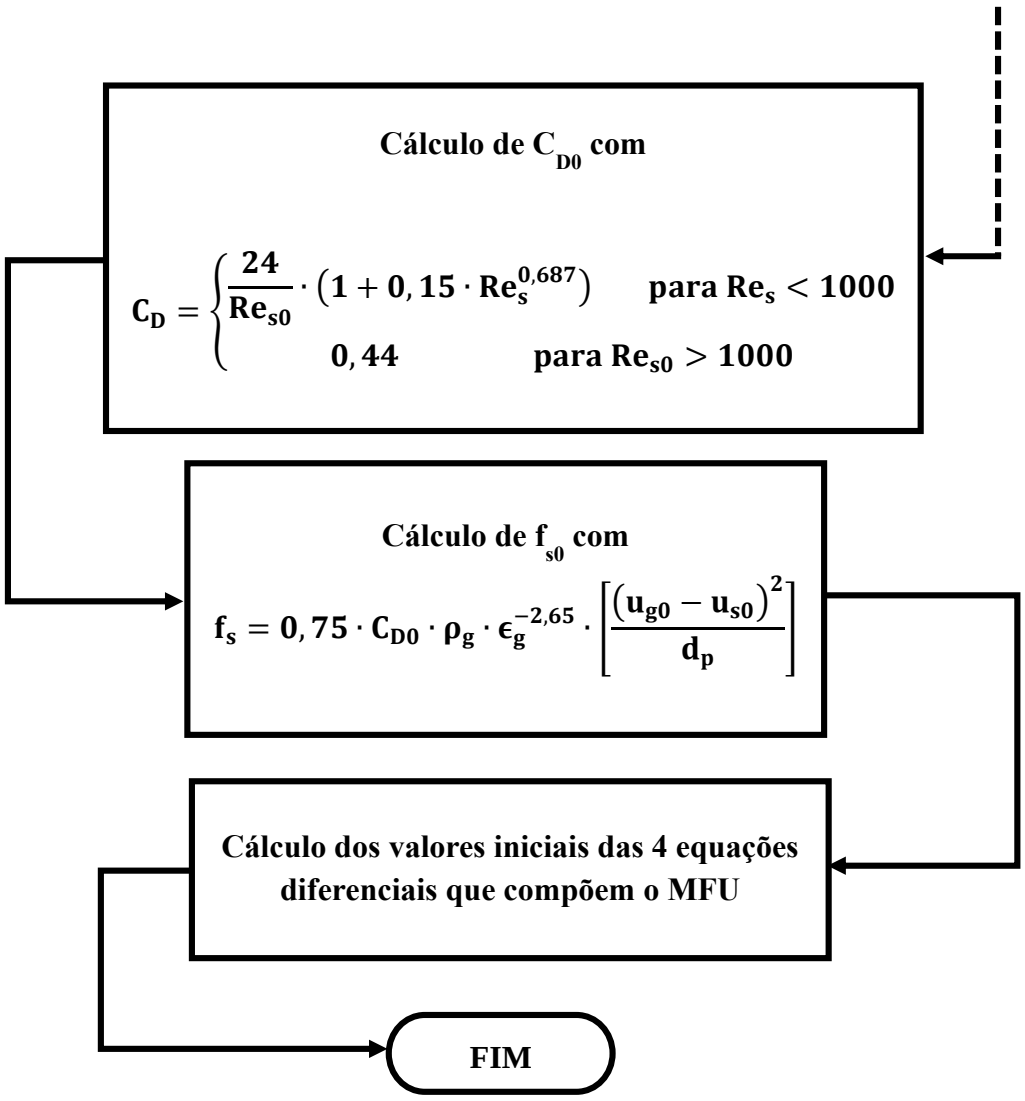
número de Reynolds inicial da fase gasosa (R_{eg0}), com a Equação (75), e o outro para a fase sólida (R_{es0}), com a Equação (41). Esses dois números são importantes tanto para a determinação do regime de escoamento, sinalizando a ocorrência de transição de um regime para outro:

$$Re_{g0} = \frac{\rho_g \cdot u_{g0} \cdot D}{\mu_g} \tag{75}$$

A quantidade R_{eg0} é solicitada para o cálculo do fator de atrito inicial (f_{g0}), calculada com a Equação (37) e, consequentemente, o cálculo da força de atrito entre o gás e a parede (f_{w0}) por meio da Equação (36). O cálculo dessas quantidades é necessário para a previsão do comportamento das partículas sólidas no escoamento e a estabilidade do processo. Já a quantidade R_{es0} é importante para o cálculo do coeficiente de arrasto inicial (C_{D0}), a partir da Equação (40) e da força de arrasto inicial exercida pelo gás nas partículas sólidas por unidade de volume das partículas (f_{s0}) com a Equação (39). O conhecimento de C_{D0} e f_{s0} também são importantes para avaliar a eficiência da mistura. De posse dos valores de todas essas grandezas é possível fazer o cálculo dos valores iniciais das 4 equações que compõem o MFU: equações (33), (34), (35) e (45). O fluxograma desse código é mostrado na Figura 20.

Figura 20 - Fluxograma do Código 2 do MFU.





Fonte: O Autor (2023).

Código 3 – Contém as quatro equações do Modelo Fluidodinâmico Unidimensional (MFU):

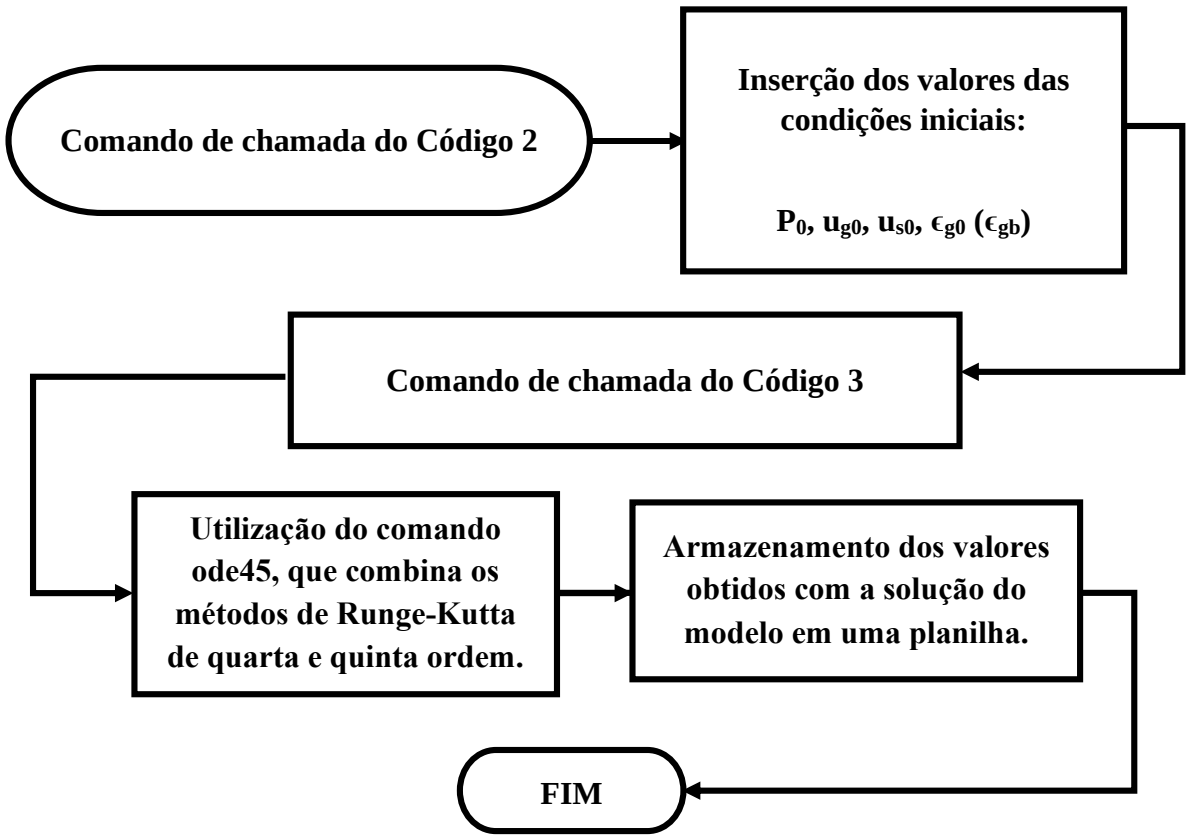
Nesse código estão contidas as equações do MFU e o espaço para a inserção do vetor com os valores iniciais dessas equações.

Código 4 – Solução do Modelo Fluidodinâmico Unidimensional (MFU):

O primeiro comando desse código solicita o Código 2, colocando-o para rodar e coletando todos os valores nele inseridos e calculados. Em seguida, é inserida de valores para a posição axial de medição (Z). Essa faixa inicia-se por 0 m e tem por último valor a altura (H) do sistema considerado na simulação. O comando seguinte faz a chamada do vetor com as condições iniciais (ϵ_{gb}, u_{g0}. u_{s0} e P_0). Então, é iniciada a simulação propriamente dita por meio da utilização do comando ode45, que combina os métodos de Runge-Kutta de quarta e quinta

ordem, para a chamada do Código 3 e do vetor com as condições iniciais e solução do MFU. O Método de Runge-Kutta de Quarta Ordem (RK4) é um método de passo único que calcula a próxima aproximação da solução de uma equação diferencial ordinária (EDO) com base em quatro estimativas intermediárias. Ele é mais preciso do que métodos de ordem inferior, como o Método de Euler, mas menos preciso do que métodos de ordem superior. O Método de Runge-Kutta de Quinta Ordem (RK5) é uma extensão do RK4 que calcula cinco estimativas intermediárias, oferecendo maior precisão na solução. Ambos os métodos, quando combinados, calculam duas estimativas independentes para a próxima solução da EDO. Se essas estimativas concordarem dentro de uma tolerância, a estimativa é aceita como a próxima solução. Caso contrário, correções são aplicadas para melhorar a precisão. Por fim, os conjuntos de valores de cada uma das variáveis (ϵ_g, u_g, u_s e P) são armazenados, a partir de um comando, em uma planilha. A Figura 21 apresenta o fluxograma desse código.

Figura 21 - Fluxograma do Código 4 do MFU.



Fonte: O Autor (2023).

Código 5 – Apresentação dos gráficos:

Esse código é composto por dois comandos. O primeiro deles faz a leitura da planilha aonde estão armazenados os valores das variáveis (ϵ_g, u_g, u_s e P). Por fim, há um outro comando através do qual se faz a apresentação dos gráficos solicitados.

4.5 MÉTRICA DE AVALIAÇÃO DOS CÓDIGOS DO MFU

Para testar softwares é usual se definir uma métrica e com ela avaliar o desempenho. No caso, para testar os códigos do MFU, escritos em MATLAB®, a métrica é a correspondência ente as condições descritas pelas equações do MFU e os resultados dos cálculos realizados pelo código. A conveniência de ser fácil de escrever e manipular, além de gerar gráficos que apresentam os dados com precisão, foram levados em conta na avaliação dos códigos

Para testar os códigos a métrica defina foi aplicada a 2 trabalhos da literatura. Um dos trabalhos considerados foi o de Arastoopur e Gidaspow (1979), que testaram quatro modelos fluidodinâmicos (velocidade relativa, queda de pressão nas fases gasosa e sólida, queda parcial de pressão em ambas as fases e queda de pressão em uma das fases) previamente propostos. O modelo considerado nessa presente tese foi o da velocidade relativa. A Tabela 2 apresenta informações relevantes para o estudo:

Tabela 2 - Dimensões geométricas do *riser*, propriedades da partícula e condições de operação consideradas por Arastoopur e Gidaspow (1979).

Variável	**Símbolo**	**Valor**
Diâmetro do *riser*	D	0,0445 m
Altura do *riser*	H	1,12 m
Diâmetro médio da partícula de sólidos	d_p	1,67 mm
Densidade do sólido	ρ_s	1098 kg/m^3
Velocidade superficial do ar	U_g	9,15 m/s
Vazão volumétrica do ar	Q_g	0,0142 m^3/s (854 L/min)
Taxa de fluxo de sólidos	G_s	62,44 kg/m^{2}s

Fonte: O Autor (2023).

O outro trabalho considerado foi o de Wang *et al.* (2010) que propuseram um modelo de fluxo na região nuclear em escoamentos bifásicos do tipo gás-solido. Tais autores concluíram que a equação comumente empregada de Richardson-Zaki superestima as forças na fase densa; a necessidade de levar em conta as forças de colisão entre as partículas e o efeito de parede. Os

perfis testados foram o da fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) e da velocidade da fase sólida (u_s). A Tabela 3 mostra informações relacionadas ao trabalho:

Tabela 3 - Dimensões geométricas do *riser*, propriedades da partícula e condições de operação consideradas por Wang *et al.* (2010).

Variável	**Símbolo**	**Valor**
Diâmetro do *riser*	D	0,40 m
Altura do *riser*	H	6,40 m
Diâmetro médio da partícula de sólidos	d_p	88 μm
Densidade do sólido	ρ_s	2600 kg/m^3
Velocidade superficial do ar	U_g	7 m/s
Vazão volumétrica do ar	Q_g	0,880 m^3/s (52779 L/min)
Taxa de fluxo de sólidos	G_s	50 kg/m^{2}s, 200 kg/m^{2}s e 600 kg/m^{2}s

Fonte: O Autor (2023).

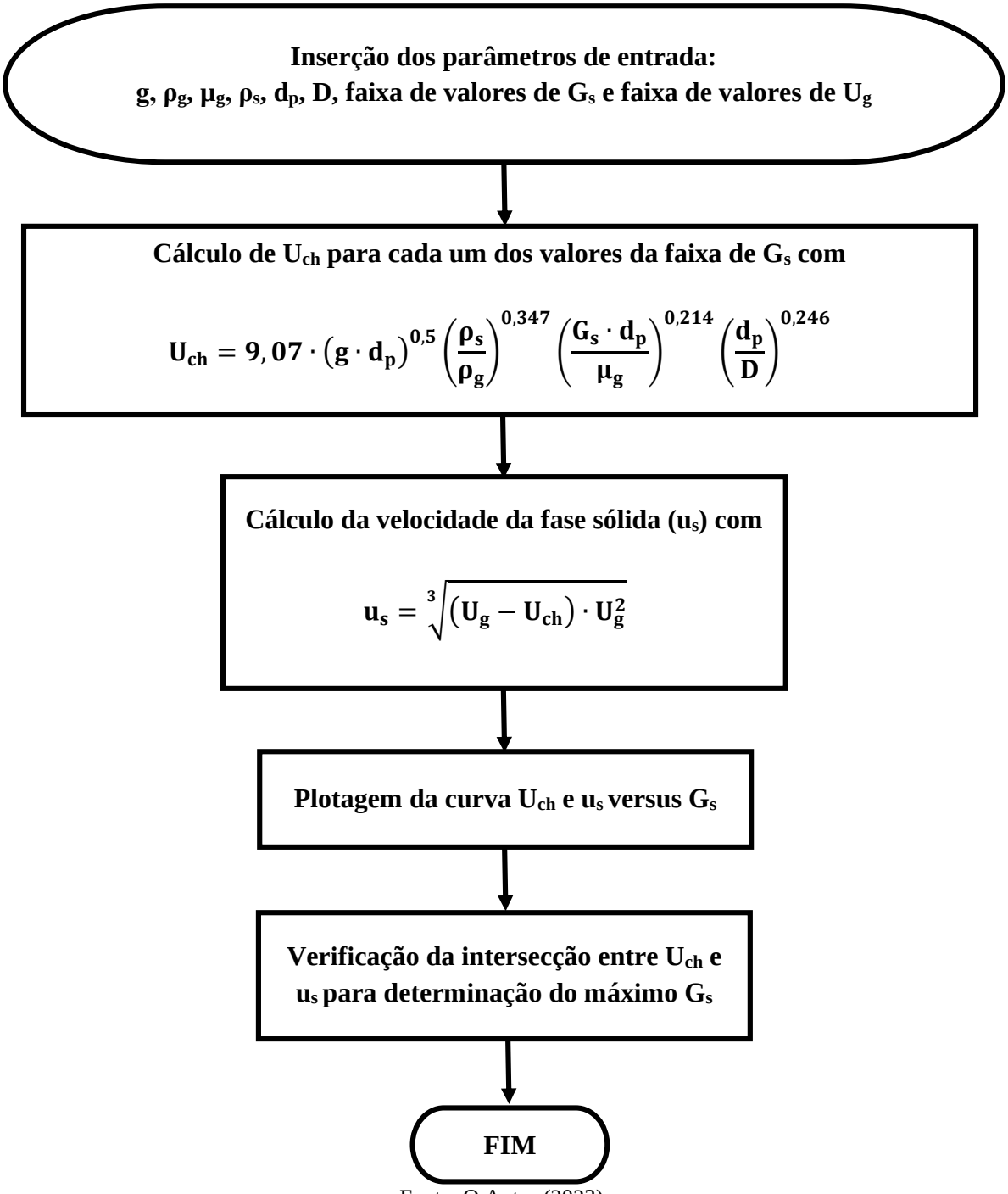
4.6 DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE CHOKING (U_{ch})

A condição de choking significa o colapso do fluxo gás-sólido em fase densa, já descrita em detalhes no item 3.5.6. Ocorrência a ser evitada nas condições de operação do FCC e que pode ser prevista por meio da análise do G_s. Para tanto foi preparado um código em linguagem MATLAB® que realiza uma série de etapas. No processo, primeiramente, são inseridos os valores das propriedades do gás, como a densidade (ρ_g), as propriedades do sólido, incluindo densidade (ρs) e diâmetro médio (d_p), bem como as dimensões geométricas do *riser*, representadas pelo diâmetro (D) e altura (H).

Adicionalmente, são inseridos os valores de taxa de fluxo de sólidos (G_s) e de vazão volumétrica do gás (Q_g) que se deseja analisar. A partir desses dados, são calculados os valores de U_{ch} com base na Equação (30) para os valores de G_s considerados. Em seguida, os cálculos prosseguem com a determinação dos valores de velocidade da partícula sólida (u_s) utilizando a Equação (31).

Finalmente, a análise gráfica é realizada por meio dos gráficos de velocidade da partícula sólida (us) em função da taxa de fluxo de sólidos (G_s) e velocidade de choking (U_{ch}) em relação à taxa de fluxo de sólidos (G_s). Nesse contexto, é identificada a interseção entre as duas curvas, fornecendo o valor máximo de G_s a ser utilizado. A Figura 22 apresenta um fluxograma desse código.

Figura 22 - Fluxograma do Código para a determinação de U_{ch}.



Fonte: O Autor (2023).

4.7 SIMULAÇÕES COM O MFU PARA UMA UNIDADE PILOTO A FRIO (UPF)

A realização das simulações com os códigos do MFU considerou a UPF de características geométricas citadas na página 23. Além dessas, temos as seguintes propriedades consideradas: a densidade do ar (ρ_g) de 1,29 kg/m^3, o diâmetro médio das partículas sólidas (d_p)

de 80 μm; a densidade do sólido (ρ_s) e de massa (ρ_{bulk}) adotadas, respectivamente, foram de 1200 kg/m^3 e 850 kg/m^3.

Além disso, foram considerados diferentes valores de vazão volumétrica de ar (Q_g), a saber: 1600 L/min, 2400 L/min, 3200 L/min e 4000 L/min, correspondendo às velocidades superficiais do ar de 4 m/s, 6 m/s, 8 m/s e 10 m/s, respectivamente. Também foram avaliadas diversas taxas de fluxo de sólidos (G_s), variando entre 50 kg/m^{2}s, 100 kg/m2s, 200 kg/m^{2}s, 400 kg/m^{2}s e 600 kg/m^{2}s.

5 RESULTADOS

Os resultados deste estudo são subdivididos em cinco seções distintas. Primeiramente, foi conduzida uma análise pormenorizada dos modelos propostos para o cálculo de δ/D, incorporando testes estatísticos e a determinação do perfil núcleo-anular. Em seguida, são apresentados os perfis fluidodinâmicos obtidos durante a avaliação dos códigos do MFU (Modelo Fluidodinâmico Unidimensional). Em continuidade, foram calculadas a velocidade de choking (U_{ch}) e determinado o valor máximo da taxa de fluxo de sólidos (G_s). Posteriormente, a equação proposta é aplicada nas condições operacionais da UPF (Unidade de Processamento de Fluidos). Por fim, realizou-se uma análise da equação proposta por meio do Método da Superfície de Resposta (MSR), permitindo uma avaliação mais aprofundada de sua eficácia e precisão em diferentes contextos operacionais. Essas subdivisões fornecem uma visão abrangente dos resultados obtidos neste estudo, contribuindo significativamente para o avanço do conhecimento no campo do processamento de fluidos.

5.1 ANÁLISE DOS MODELOS PROPOSTOS PARA O CÁLCULO DE δ/D, TESTES ESTATÍSTICOS E DETERMINAÇÃO DO PERFIL NÚCLEO-ANULAR

A princípio, dentre os seis primeiro modelos testados, o Modelo 6 (Equação (72)) foi o que apresentou o melhor resultado. Na Tabela 4, tem-se a comparação desse modelo com o Modelo 1 (Equação (67)) e com outras cinco equações da literatura:

Tabela 4 - Erro relativo (mínimo, médio e máximo) dos valores de δ/D gerados com as equações de (1) a (6) e outras cinco equações da literatura para os dados dos 11 conjuntos experimentais da Tabela 1.

Equação	**Erro Rel. mín.**	**Erro Rel. méd.**	**Erro Rel. máx.**	**R^2**
Patience e Chaouki (1973) – Equação (51)	2,6 %	104,5 %	678,3 %	0,95
Werther (1994) – Equação (52)	0,1 %	41,2 %	301,4 %	0,98
Bi et al. (1996) – Equação (53)	1,6 %	34,1 %	253,8 %	0,98
Wei et al. (1997) – Equação (54)	8,8 %	253,1 %	1408,4 %	0,69
Harris et al. (2002) – Equação (55)	1,0 %	36,2 %	214,8 %	0,98
Modelo 1 – Equação (67)	1,3 %	50,5 %	91,5 %	0,96
Modelo 2 – Equação (68)	1,3 %	60,2 %	95,9 %	0,94
Modelo 3 – Equação (69)	57,4 %	89,3 %	99,8 %	0,89
Modelo 4 – Equação (70)	100,1 %	101,8 %	108,9 %	0,85
Modelo 5 – Equação (71)	0,7 %	50,2 %	91,1 %	0,96
Modelo 6 – Equação (72)	0,4 %	48,7 %	98,0 %	0,96

Fonte: O Autor (2023).

A Equação (72) foi utilizada para calcular valores de δ para duas condições: simulação CFD para vazão volumétrica de ar (Q_g) de 650 L/min e taxa de fluxo de sólidos (G_s) de 1,50 kg/m^{2}s (CLAUDINO *et al.*, 2018) e para a mesma Q_g e G_s igual a 28,77 kg/m^{2}s (experimento – 2017). Segue a Tabela 5 com os valores obtidos para as duas condições:

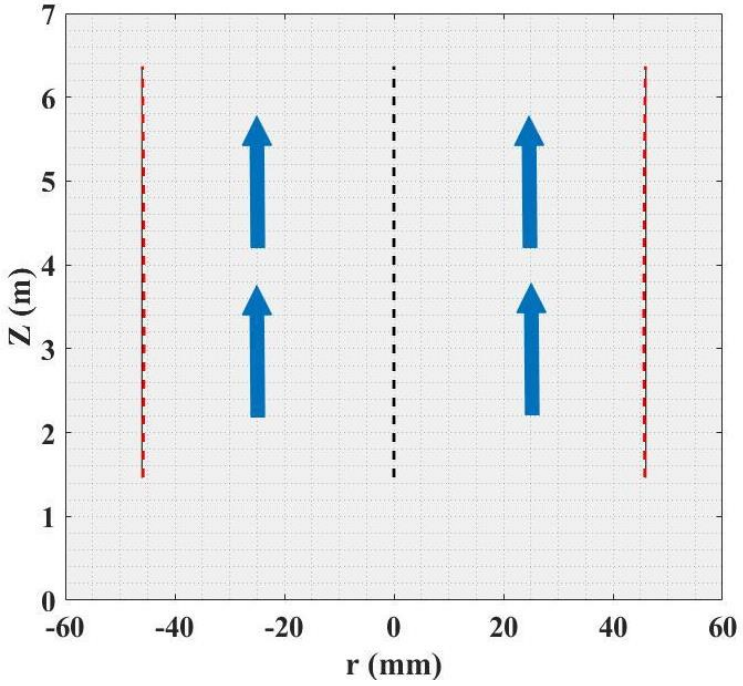
Tabela 5 - Valores de espessura da camada de recirculação (δ) calculadas com a Equação (69) para as duas condições mencionadas acima.

Z [m]	**δ_{exp}[mm]**	**δ_{simul} [mm]**
1,46	1,63	0,19
3,15	1,36	0,38
5,10	1,46	0,28
6,37	X	0,09

Fonte: O Autor (2023).

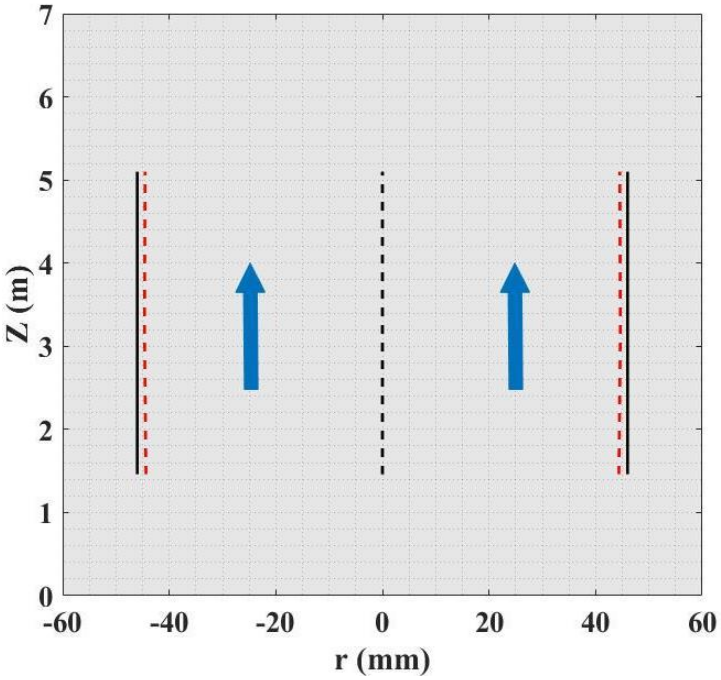
Os valores de δ em cada condição (vide Tabela 5) são díspares. O motivo é justamente a consideração de valores de G_s diferentes. Com os resultados acima foi definido o perfil núcleo-anular para as duas condições. As figuras seguintes mostram os perfis:

Figura 23 – Modelo núcleo-anular a partir de resultados de simulação CFD e da Equação (72).



Fonte: O Autor (2023).

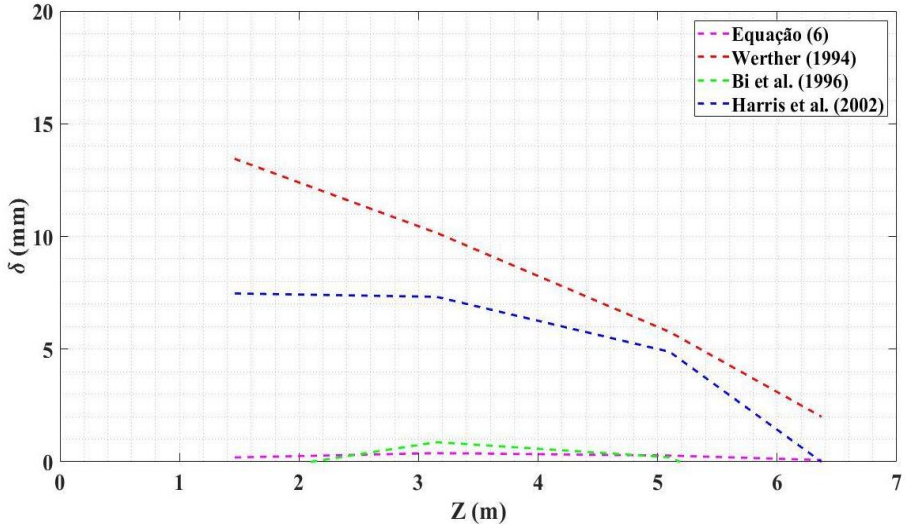
Figura 24 - Modelo núcleo-anular a partir de resultados experimentais e da Equação (72).



Fonte: O Autor (2023).

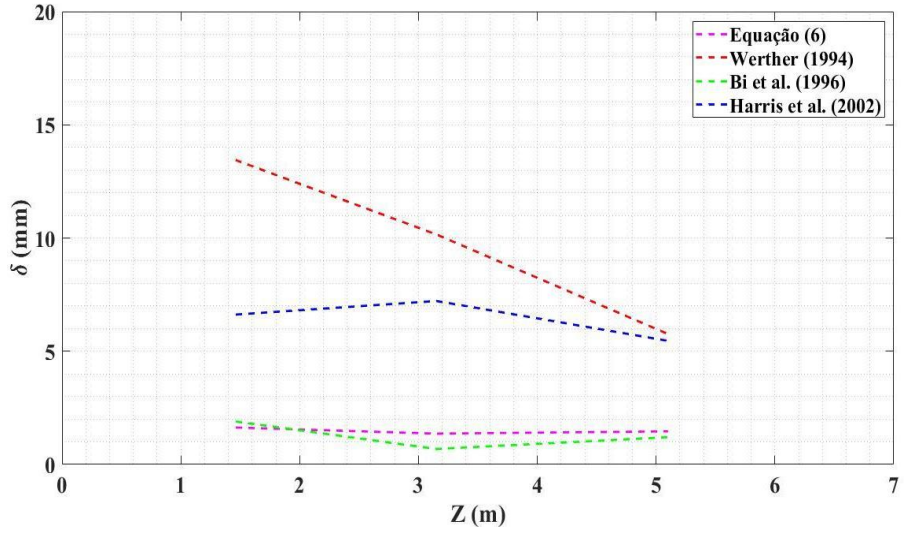
As Figuras 23 e 24 não mostram uma representatividade, ou seja, quase não se observa uma variação axial do valor de δ. Isso não indica a ausência da recirculação de sólidos. Apenas que, para as duas condições operacionais consideradas e/ou a utilização da Equação (72), o fenômeno não pode ser quantificado pela espessura (δ). Sendo assim, foi buscada uma nova proposta de equação para a previsão dos valores de δ. Antes de apresentar a nova equação, foram comparados dados de equações já descritas na literatura com análise da variabilidade do valor de δ.

Figura 25 - Perfil axial da espessura da camada de recirculação (δ) a partir de resultados de simulação CFD.



Fonte: O Autor (2023).

Figura 26 - Perfil axial da espessura da camada de recirculação (δ) a partir de resultados experimentais.



Fonte: O Autor (2023).

Observando as Figuras 25 e 26, as maiores variações dos valores de δ são apresentadas pelas equações de Werther (1994) e Harris *et al.* (2002). Observando estas duas equações se constata a presença do termo abaixo:

$$\left(\frac{H-Z}{H}\right)$$

No termo acima, H é a altura do *riser* e Z é qualquer altura de medição tomada.

Logo, conclui-se como importante a presença deste termo na equação para o cálculo da espessura (δ) da camada de recirculação. Assim foi pensado um novo formato para a equação que calcula esta grandeza, justamente o Modelo 7 (Equação (73)).

Na aplicação do MMQ foram utilizados seis dos dez conjuntos experimentais apresentados na Tabela 1: Gadjos e Bierl (1978), Hartge *et al.* (1988), Horio *et al.* (1988), Miller e Gidaspow (1992), Nicolai *et al.* (1993) e Zhou (1995). Os parâmetros obtidos foram:

$$\boldsymbol{a = 0,27\ b = 0,27\ c = 0,26}$$

Logo, o Modelo 7 (Equação (73)), tem como versão final:

$$\frac{\delta}{D} = \varepsilon_s^{0,27}\left(\frac{G_s}{\rho_s U_g}\right)^{0,27}\left(\frac{H-Z}{H}\right)^{0,26} \tag{76}$$

Na Tabela 6 foi feito um comparativo entre os valores gerados pela Equação (76) e os gerados pelas equações de Werther (1994), Bi *et al.* (1996) e Harris *et al.* (2002).

Tabela 6 - Comparativo entre os valores da espessura (δ) calculados através de quatro equações (Werther (1994), Bi *et al.* (1996), Harris *et al.* (2002) e Equação (76)).

Autor(es) - Ano	**δ_{medido} (mm)**	**$\delta_{Werther}$ (mm)**	**ER (%)**	**$\delta_{Bi\ et\ al.}$(mm)**	**ER (%)**	**$\delta_{Harris\ et\ al.}$(mm)**	**ER (%)**	**$\delta_{Equação\ (76)}$ (mm)**	**ER (%)**
Gadjos e Bierl (1978)	9,88	10,4	5,7	10,57	7,0	9,26	6,3	16,35	65,5
Gadjos e Bierl (1978)	7,22	5,1	29,4	8,42	16,6	6,71	7,0	10,20	41,2
Hartge *et al.* (1988)	25,00	24,4	2,4	26,16	4,64	21,51	13,9	26,11	4,4
Hartge *et al.* (1988)	20,00	17,9	10,6	19,52	2,4	12,95	35,2	20,13	0,6
Hartge *et al.* (1988)	8,00	9,1	14,1	6,97	12,9	7,66	4,2	8,50	6,2
Hartge *et al.* (1988)	7,00	7,0	0,4	6,62	5,4	7,17	2,4	7,32	4,6
Hartge *et al.* (1988)	8,00	8,9	11,7	6,75	15,6	7,50	6,2	7,89	1,4
Horio et al. (1988)	7,00	7,0	0,3	5,76	17,7	6,86	2,0	6,23	11,0
Hartge *et al.* (1988)	6,00	5,2	13,2	4,98	17,0	6,18	3,0	5,03	16,2
Miller e Gidaspow (1992)	4,42	6,0	35,1	4,50	1,8	9,17	22,6	5,04	14,0
Miller e Gidaspow (1992)	11,85	9,7	17,7	10,76	9,2	6,05	36,8	11,49	3,0
Nicolai *et al.* (1993)	43,15	26,3	39,1	31,18	27,7	22,40	48,0	41,73	3,3
Nicolai *et al.* (1993)	41,10	16,7	59,3	26,88	34,6	13,25	67,7	32,63	20,6
Zhou (1995)	19,50	15,2	22,0	21,14	8,4	14,13	27,5	18,11	7,1
Zhou (1995)	15,00	13,0	13,5	18,90	26,0	12,53	16,4	15,01	0,1
Zhou (1995)	12,70	8,2	35,7	13,69	7,8	8,36	34,1	10,00	21,3
Erro Relativo Médio			**19,4**		**13,4**		**20,9**		**13,8**

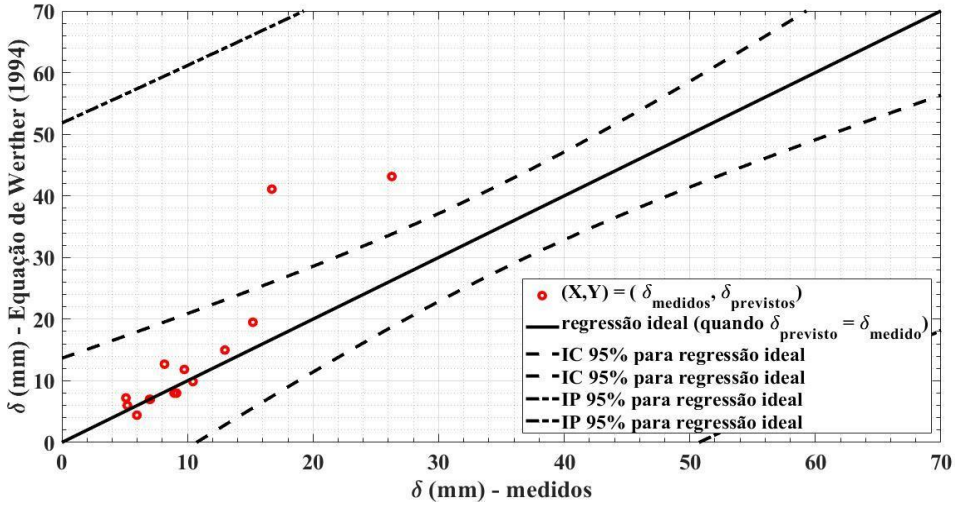
Fonte: O Autor (2023).

Analisando, na Tabela 6, os valores de erro relativo médio (em negrito), observa-se que a Equação (76) apresentou um ótimo valor de erro relativo médio (13,8 %), valor esse menor que equações definidas por: Werther (1994) (19,4 %) e a de Harris *et al.* (2002) (20,9 %). Aqui, tem-se um primeiro sinal de confiabilidade da Equação (76) em prever valores de δ.

Uma outra etapa para avaliar a confiabilidade da equação foi a análise dos gráficos dos valores previstos versus os valores medidos para os conjuntos apresentados na Tabela 6 e, conjuntamente, com o gráfico da regressão ideal, ou seja, quando $\delta_{regressão(previsto)} = \delta_{medido}$, e os intervalos de confiança (IC) e de previsão (IP) para a mesma. Os mesmos são apresentados nas páginas seguintes.

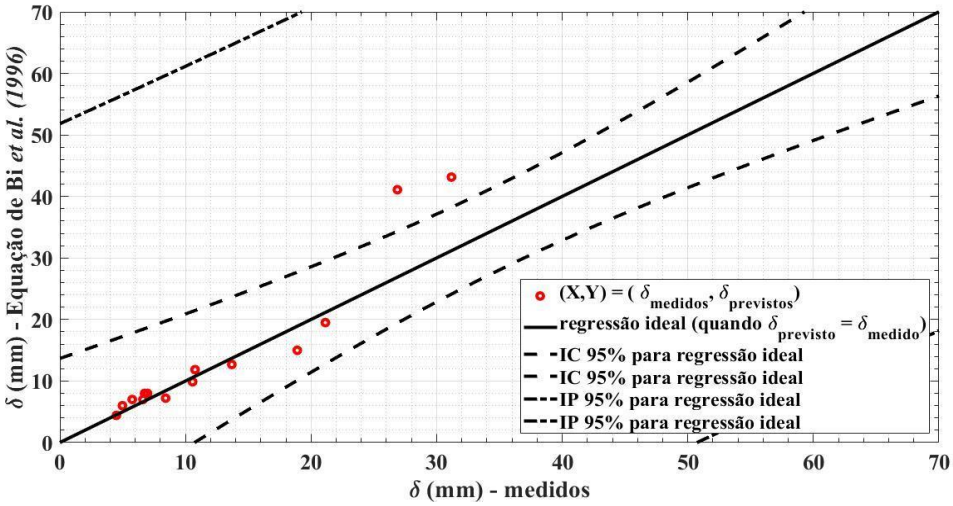
Os gráficos para as equações de Werther (1994), Bi *et al.* (1996) e Harris *et al.* (2002), situados, respectivamente nas Figuras 27, 28 e 29, apresentam dois dos catorze pares ordenados $(X, Y) = (\delta_{medido}, \delta_{previsto})$ fora do intervalo de confiança (IC) de 95 % para regressão ideal. Já para o caso da Equação (75) (vide Figura 30), apenas um dos pares ordenados se encontra fora do IC, mas sobre a limite superior do referido intervalo. Além disso, todos os pontos se encontram dentro do intervalo de previsão (IP) de 95 %. Também, os pontos se encontram distribuídos com melhor resolução. Todos estes resultados atestam a confiabilidade da Equação (75) frente às outras, já publicadas, com as quais foi comparada.

Figura 27 - $\delta_{previstos}$ com a equação de Werther (1994) vs. $\delta_{medidos}$.



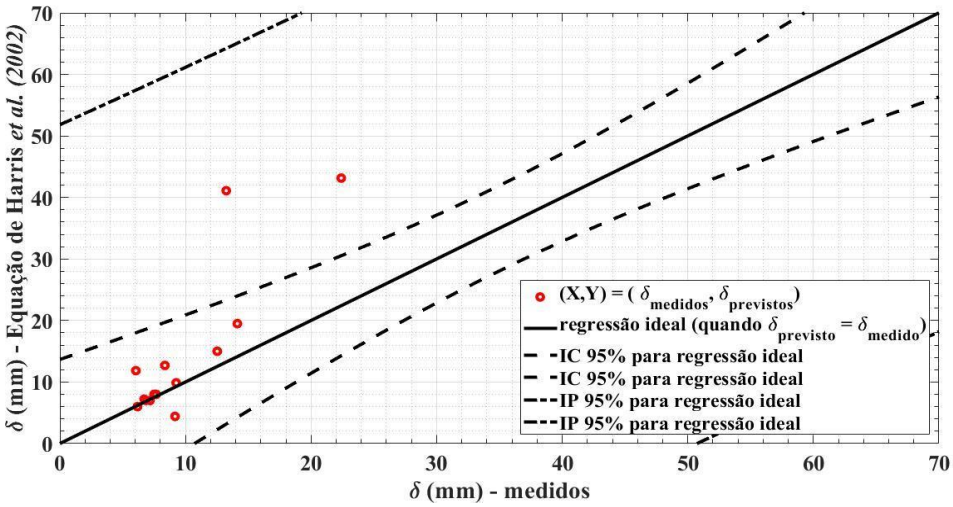
Fonte: O Autor (2022).

Figura 28 - $\delta_{previstos}$ com a equação de Bi *et al.* (1996) vs. $\delta_{medidos}$.



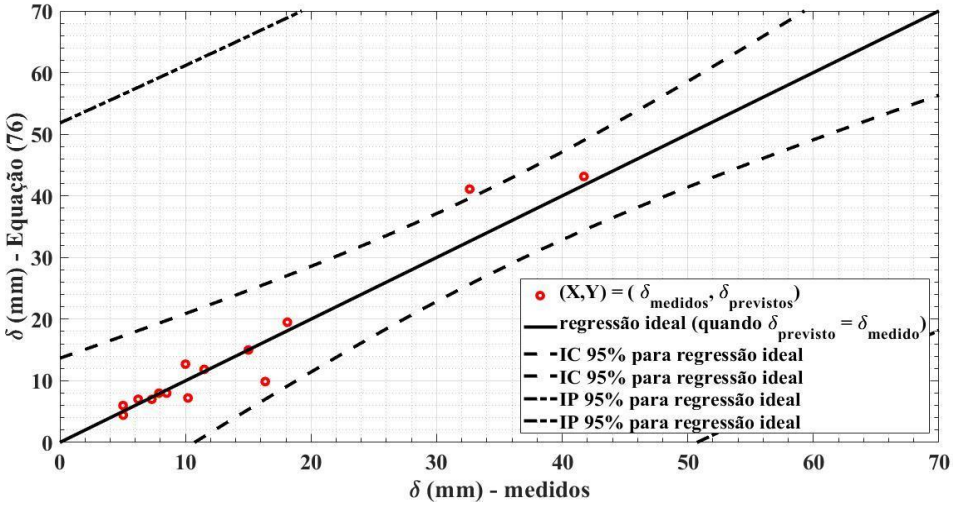
Fonte: O Autor (2022).

Figura 29 - $\delta_{previstos}$ com a equação de Harris *et al.* (2002) vs. $\delta_{medidos}$.



Fonte: O Autor (2022).

Figura 30 - $\delta_{previstos}$ com a equação de Equação (76) vs. $\delta_{medidos}$.



Fonte: O Autor (2022).

A limitação da equação de Werther (1994) foi discutida por Bi *et al.* (1996). Segundo eles, a equação de Werther (1994) falha em prever o valor da espessura (δ) da camada de recirculação por não incluir o efeito da taxa de circulação de sólidos e por não prever o aumento desta espessura em *riser*s com forte efeito na saída. Já a equação de Bi *et al.* (1996), segundo Harris *et al.* (2002), possui a limitação de ser função apenas da fração volumétrica de sólidos (ε_s). A Equação (76) apresentou melhor resultado entre as demais analisadas pelo fato reunir elementos importantes, pois, além de considerar a influência da fração volumétrica de sólidos (ε_s) e da configuração geométrica do *riser* (D, H e Z), também considera fatores de operação (U_g e G_s). De acordo com Patience e Chaouki (1993), o raio da região nuclear e, consequentemente, a espessura (δ) da camada de recirculação, tem seu valor influenciado pela velocidade superficial do gás (U_g), pela densidade do sólido (ρ_s) e pela taxa de fluxo de sólidos (G_s). Estes termos estão presentes na equação proposta Equação (75).

A Equação (75) também foi utilizada para o cálculo dos valores de δ para as duas condições citadas anteriormente: simulação CFD para vazão volumétrica de ar (Q_g) de 650 L/min e taxa de fluxo de sólidos (G_s) de 1,50 kg/m^{2}s e experimento (2017) para a mesma Q_g e G_s igual a 28,77 kg/m^{2}s. A Tabela 7 mostra os valores para tais condições:

Tabela 7 - Valores de espessura da camada de recirculação (δ) calculadas com a Equação (75) para as duas condições mencionadas acima.

Z (m)	**δ_{exp}(mm)**	**δ_{simul} (mm)**
1,46	6,44	1,87
3,15	4,90	2,15
5,10	4,29	1,58
6,37	X	0,55

Fonte: O Autor (2023).

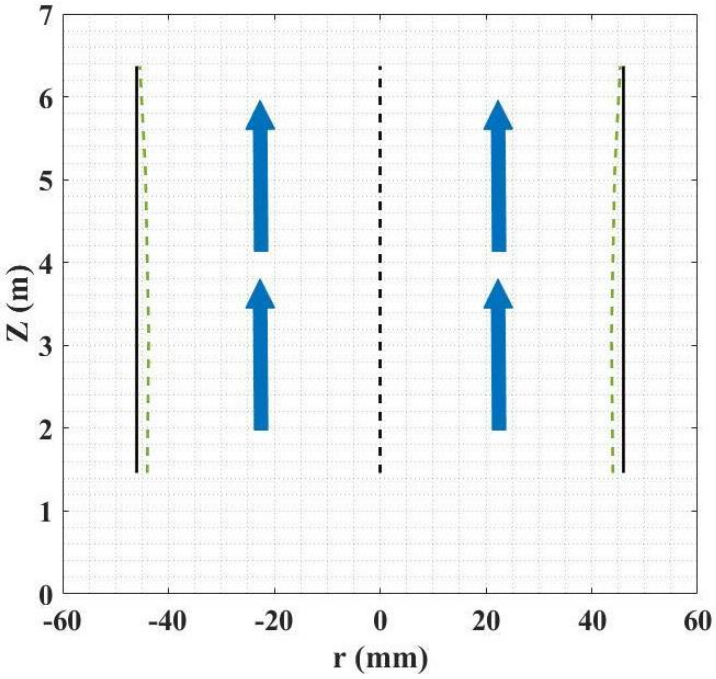
Foi calculada ainda a quantidade a seguir, com o propósito de exibir a seção frontal do *riser* em conjunto com o perfil do modelo núcleo-anular. Os resultados correspondentes aos casos mencionados são ilustrados nas Figuras 31 e 32.

$$\left(\frac{D}{2}\right) - \delta$$

A Figura 31, que descreve o perfil a partir de uma simulação CFD, ainda não apresenta representatividade ao não mostrar variação axial no valor de δ. Por outro lado, na Figura 32, que descreve a condição experimental, observa-se uma sutil presença de recirculação, evidenciada pela variação axial de δ com maior definição. Em ambas as condições analisadas,

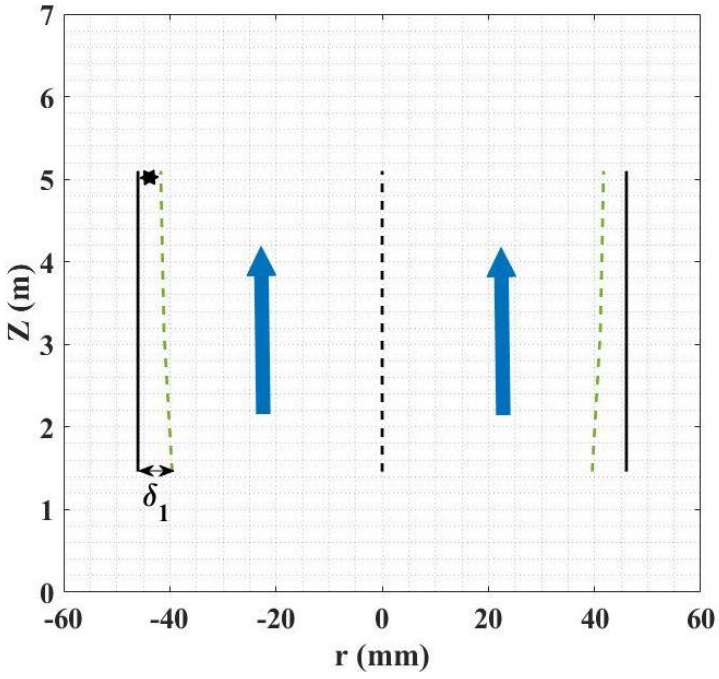
o valor de U_g é idêntico, divergindo apenas no valor de G_s, que é maior na condição experimental. Esses resultados corroboram as conclusões de Harris *et al.* (2002), que enfatizam o papel do valor de G_s como um dos fatores que influenciam a recirculação de sólidos e, consequentemente, o valor de δ.

Figura 31 - Modelo núcleo-anular a partir de resultados de simulação CFD e da Equação (76).



Fonte: O Autor (2023).

Figura 32 - Modelo núcleo-anular a partir de resultados experimentais e da Equação (76).



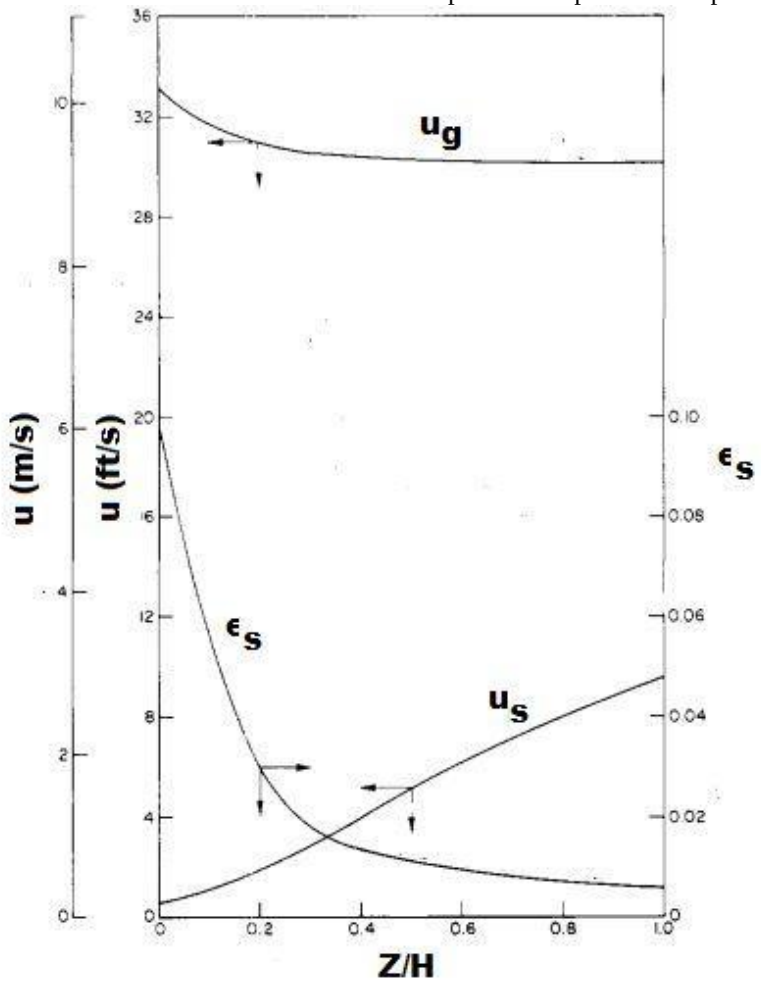
Fonte: O Autor (2023).

Como nas duas condições consideradas não é observada uma variação axial considerável no valor de δ, pois ambas as condições se referem a um regime de operação diluído, foram consideradas, então, condições operacionais acima das já realizadas na unidade experimental e na unidade virtual (via simulações CFD). Para isso, foi utilizada simulação numérica com o modelo fluidodinâmico unidimensional (MFU).

5.2 PERFIS FLUIDODINÂMICOS OBTIDOS NA AVALIAÇÃO DOS CÓDIGOS DO MFU

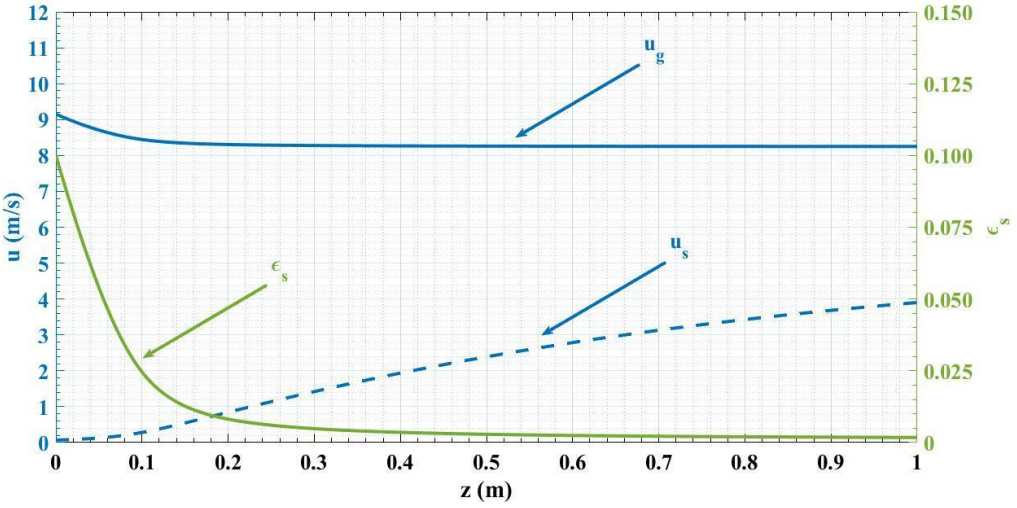
Seguindo as condições definidas em 4.5, a métrica foi aplicada inicialmente ao trabalho de Arastoopur e Gidaspow (1979), e o perfil analisado foi o da velocidade relativa. A seguir, estão os gráficos: Figura 33 (trabalho citado) e Figura 34 obtido com o código a simulação do MFU para fins de comparação.

Figura 33 - Parâmetros fluidodinâmicos obtidos por Arastoopur e Gidaspow (1979).



Fonte: Adaptado de Arastoopur e Gidaspow (1979).

Figura 34 - Parâmetros fluidodinâmicos obtidos, a partir dos dados da Tabela 3, com os códigos do MFU.

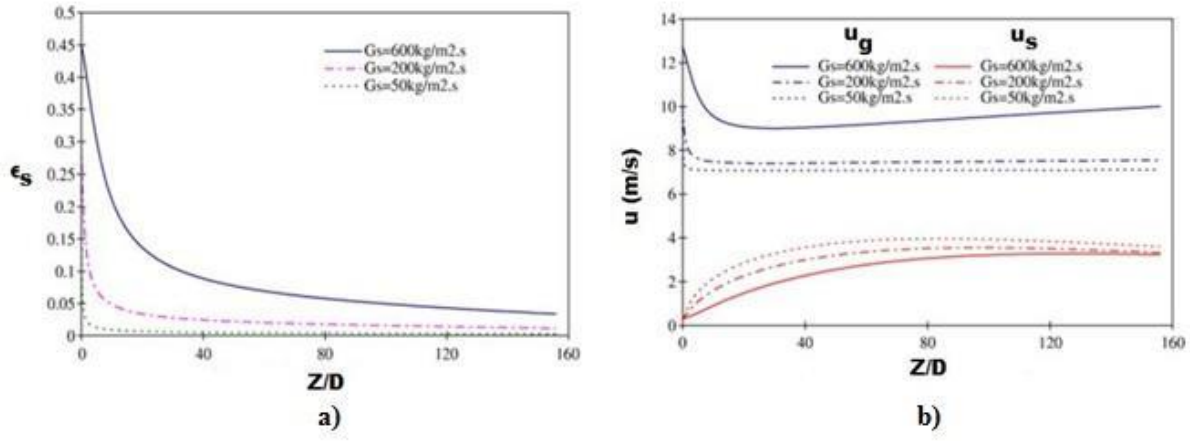


Fonte: O Autor (2023).

As Figuras 33 e 34 apresentam os perfis de velocidade das duas fases (gasosa e sólida) e de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) versus altura adimensional (Z/H). Observando os perfis, é possível observar que a tendência dos mesmos está bem caracterizada e, assim, tendo uma indicação de que o código implementado do modelo fluidodinâmico unidimensional (MFU) para velocidade relativa produziu perfis similares aos apresentados por Arastoopur e Gidaspow (1979).

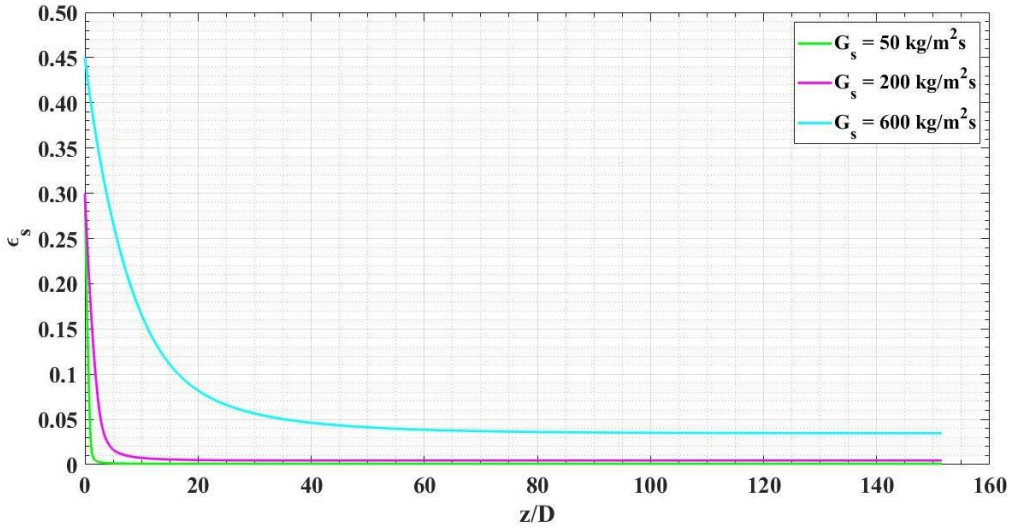
O outro trabalho analisado foi o de Wang *et al.* (2010). Esses propuseram um modelo de fluxo na região nuclear em escoamentos bifásicos do tipo gás-solido. Tais autores concluíram que a equação comumente empregada de Richardson-Zaki superestima as forças na fase densa; a necessidade de levar em conta as forças de colisão entre as partículas e o efeito de parede.

Figura 35 – Parâmetros fluidodinâmicos obtidos por Wang *et al.* (2010).



Fonte: Adaptado de Wang *et al.* (2010).

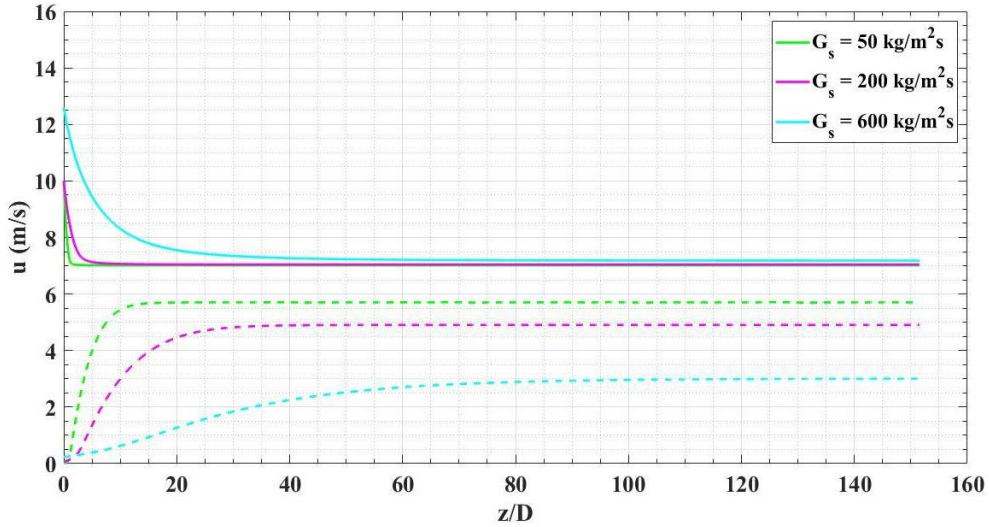
Figura 36 - Fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtida com os códigos do MFU.



Fonte: O Autor (2023).

Os perfis apresentados na Figura 36, previstos pelo modelo da velocidade relativa, são equivalentes aos apresentados na Figura 35, a). Lembrando que Wang *et al.* (2010) utilizaram um modelo diferente do MFU em suas simulações. Logo, dados os diferentes modelos fluidodinâmicos adotados, ou seja, o utilizado por Wang *et al.* (2010) e o adotado neste trabalho, os perfis são similares. Quanto maior G_s, isso significa uma maior massa de sólidos adentrando o *riser* e, consequentemente, maiores valores de ϵ_s. O mesmo acontece para os valores de velocidades (Figura 35, b) e a Figura 37). Quanto maior for o valor de G_s, maior serão os valores de velocidade da fase gasosa (u_g) e menores os valores de velocidade da fase sólida (u_s). Em escoamentos bifásicos gás-sólido em *riser*s, a taxa de fluxo de sólidos se refere à quantidade de partículas sólidas transportadas pelo fluxo de gás. Quando o valor de G_s aumenta, ocorrem algumas interações entre as partículas sólidas e a fase gasosa que afetam a velocidade da fase gasosa. Essas interações incluem arraste e turbulência. O arraste entre as partículas sólidas e a fase gasosa, o mesmo aumenta porque as partículas sólidas agem como obstáculos para o fluxo de gás, resultando em uma transferência de momento entre as fases e fazendo com que a fase gasosa se mova mais rapidamente para cima, aumentando sua velocidade média. O aumento da taxa de fluxo de sólidos pode levar também a uma maior turbulência na fase gasosa. À medida que as partículas sólidas se movem através do *riser*, elas perturbam o fluxo de gás, gerando vórtices e turbulência, aumentando a velocidade efetiva da fase gasosa.

Figura 37 - Velocidade de ambas as fases (u_g e u_s) obtidas com os códigos do MFU.



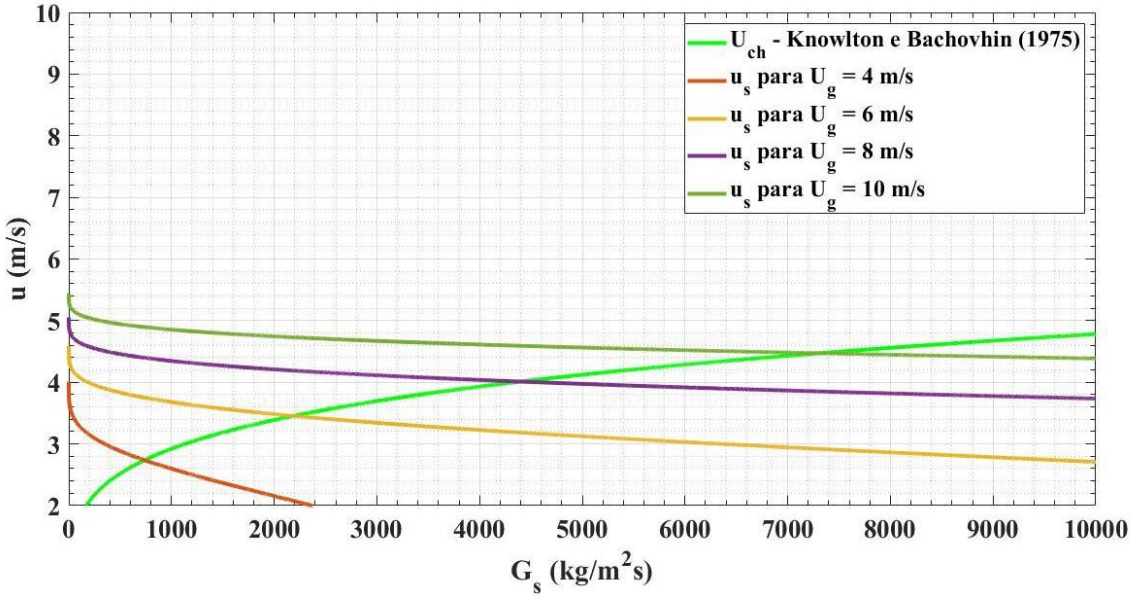
Fonte: O Autor (2023).

Verificada a capacidade do código implementado em prever valores de parâmetros fluidodinâmicos (ϵ_s, u_g e u_s), determinou-se o valor máximo da taxa de fluxo de G_s para cada uma das vazões volumétricas consideradas.

5.3 CÁLCULO DA VELOCIDADE DE CHOKING (U_{ch}) E DETERMINAÇÃO DO VALOR MÁXIMO DA TAXA DE FLUXO DE SÓLIDOS (G_s)

Essa etapa foi concluída, aplicando-se a metodologia descrita na seção 4.6, através da identificação do ponto de intersecção (u_s=U_{ch}) no gráfico da velocidade versus G_s. Essa intercessão indica tanto o valor da velocidade de choking/estrangulamento (U_{ch}) e o valor máximo de G_s. A condição de choking significa o colapso da suspensão gás-sólido diluído em fluxo de fase densa ao diminuir a velocidade do gás no fluxo de sólidos constante. A Figura 38 apresenta os perfis obtidos.

Figura 38 - Perfis de velocidade de partículas e de choking para cada uma das velocidades superficiais da fase gasosa analisadas.



Fonte: O Autor (2023).

A taxa de fluxo de sólidos máxima ($G_{s,\,máx}$) para cada uma das condições de operação é apresentada na Tabela 8.

Tabela 8 - Condições de colapso para o *riser* analisado nas simulações numéricas.

Q_g (L/min)	**U_g (m/s)**	**U_{ch} (m/s)**	**$G_{s,\,máx}$ (kg/m²s)**
1600	4	2,73	734
2400	6	3,46	2164
3200	8	4,01	4386
4000	10	4,47	7325

Fonte: O Autor (2023).

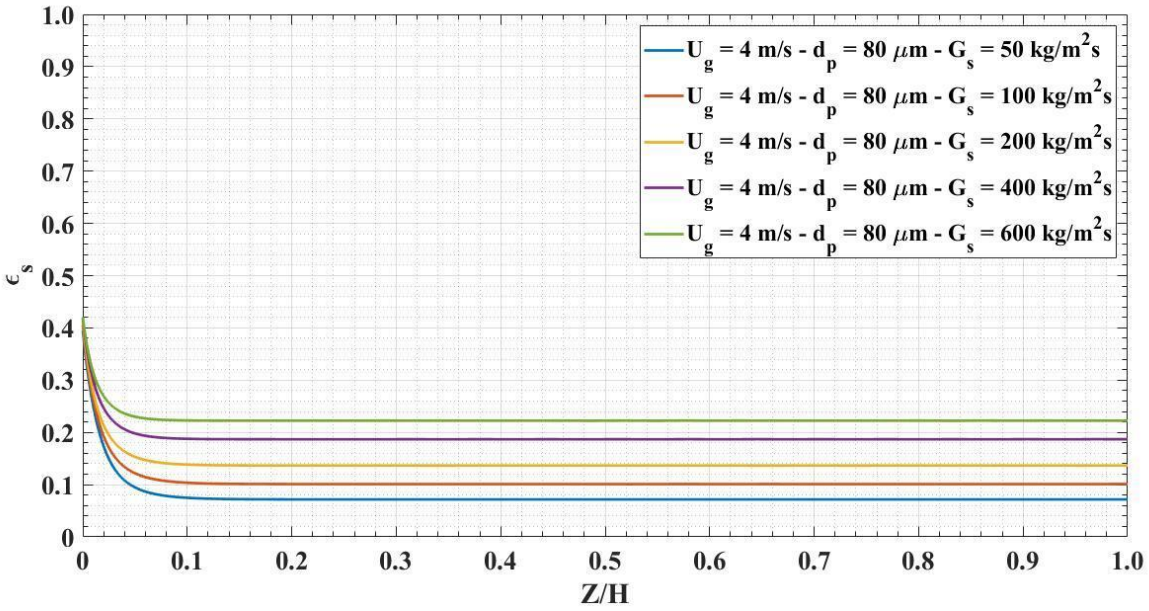
A partir desses resultados da Tabela 8, foram considerados, para cada uma das vazões analisadas, os seguintes valores de G_s (abaixo do ponto de colapso): 50 kg/m^{2}s, 100 kg/m^{2}s, 200 kg/m^{2}s, 400 kg/m^{2}s e 600 kg/m^{2}s.

5.4 APLICAÇÃO DA EQUAÇÃO PROPOSTA NAS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO DA UPF

A seguir, são apresentados os perfis dos parâmetros fluidodinâmicos obtidos com os códigos do MFU para a UPF de características descritas nas páginas 82 e 83 da espessura (δ) da camada de recirculação, calculados com a Equação (76), versus altura adimensional (Z/H).

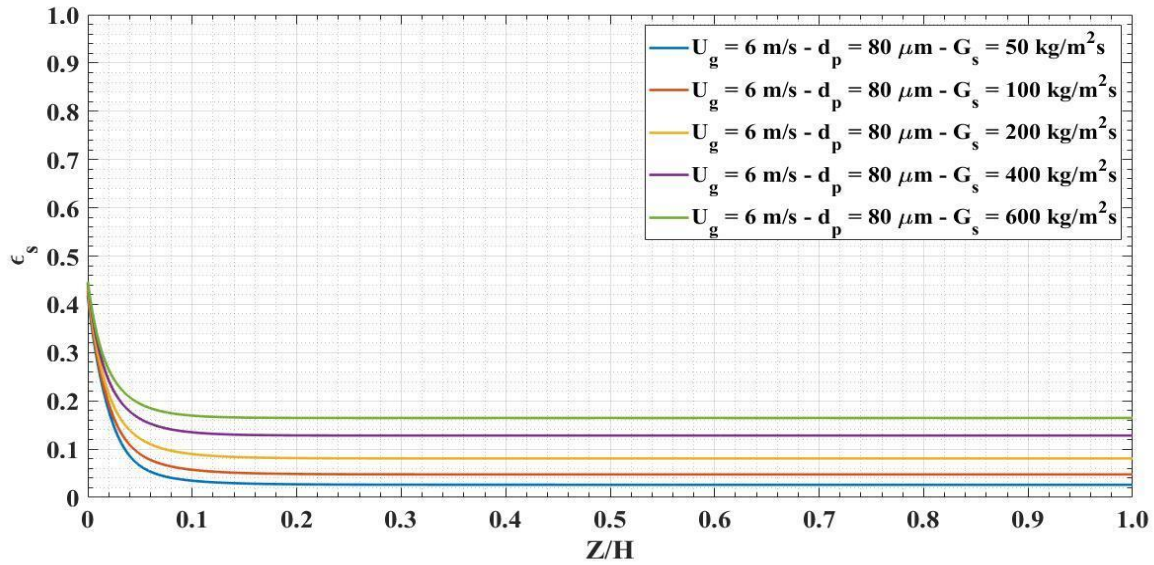
As Figuras 39 a 42 apresentam os perfis de ϵ_s versus altura adimensional (Z/H). Todos esses perfis consistem em um decaimento exponencial e estão coerentes com outros apresentados na literatura (BAI *et al.*, 1995; WANG *et al.*, 2010; LI *et al.*, 2010; ZHANG *et al.*, 2020). Para esses perfis, tem-se a velocidade superficial do gás (U_g) fixa com a taxa de fluxo de sólidos (G_s) variando. Analisando qualquer uma das referidas figuras, verifica-se que o aumento de G_s provoca o aumento nos valores de ϵ_s. Isso obviamente é esperado, já que G_s é função da injeção de sólidos.

Figura 39 - Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para U_g de 4 m/s e diferentes valores G_s.



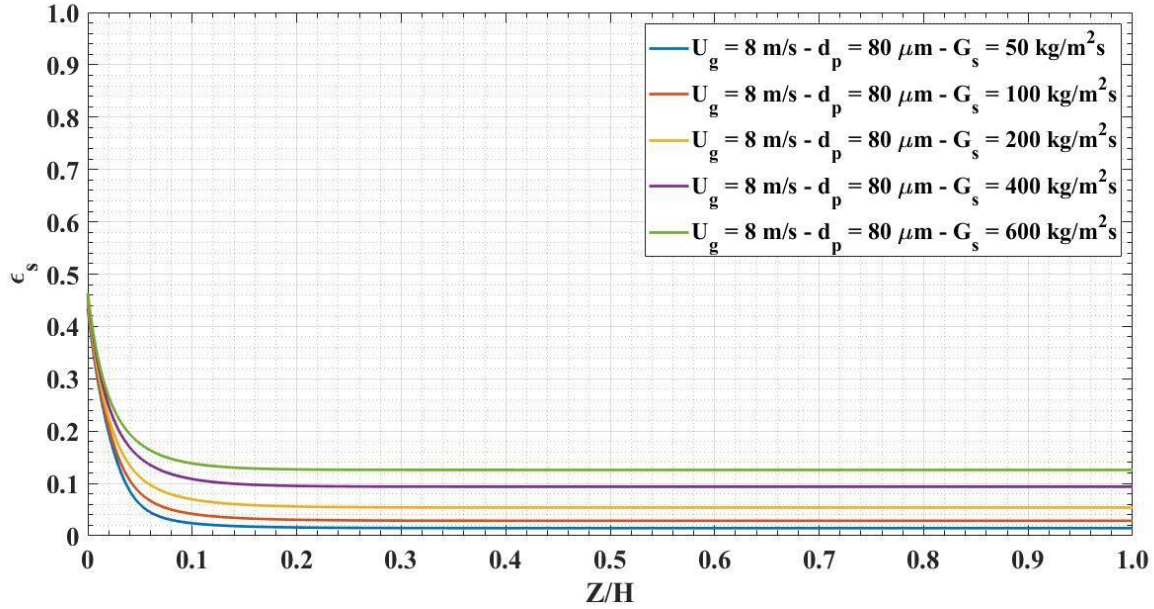
Fonte: O Autor (2023).

Figura 40 - Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para U_g de 6 m/s e diferentes valores G_s.



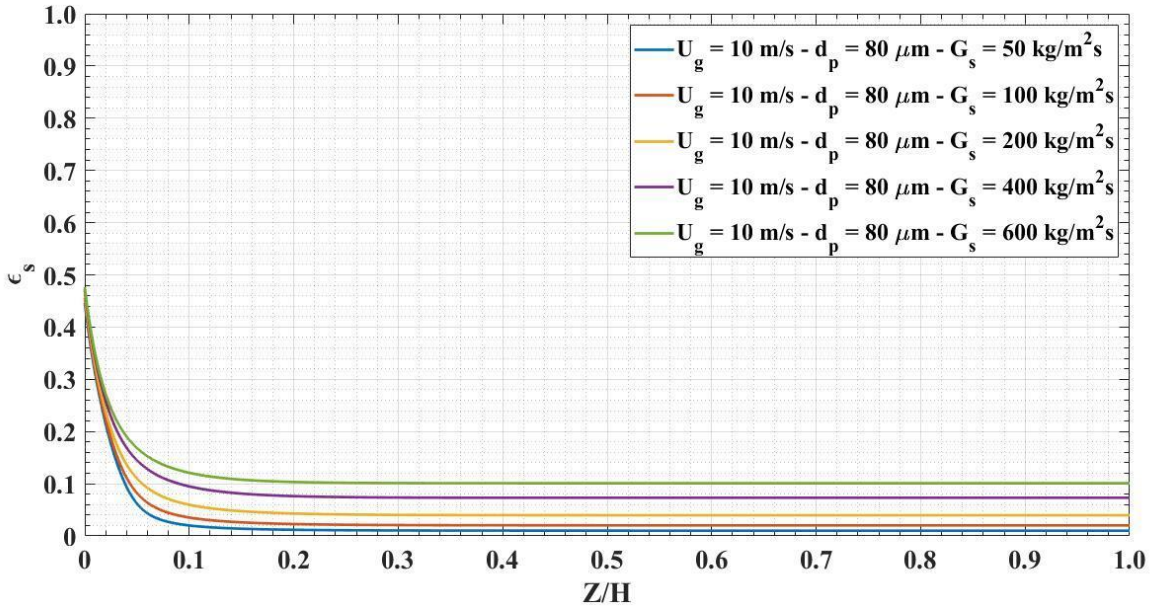
Fonte: O Autor (2023).

Figura 41 - Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para U_g de 8 m/s e diferentes valores G_s.



Fonte: O Autor (2023).

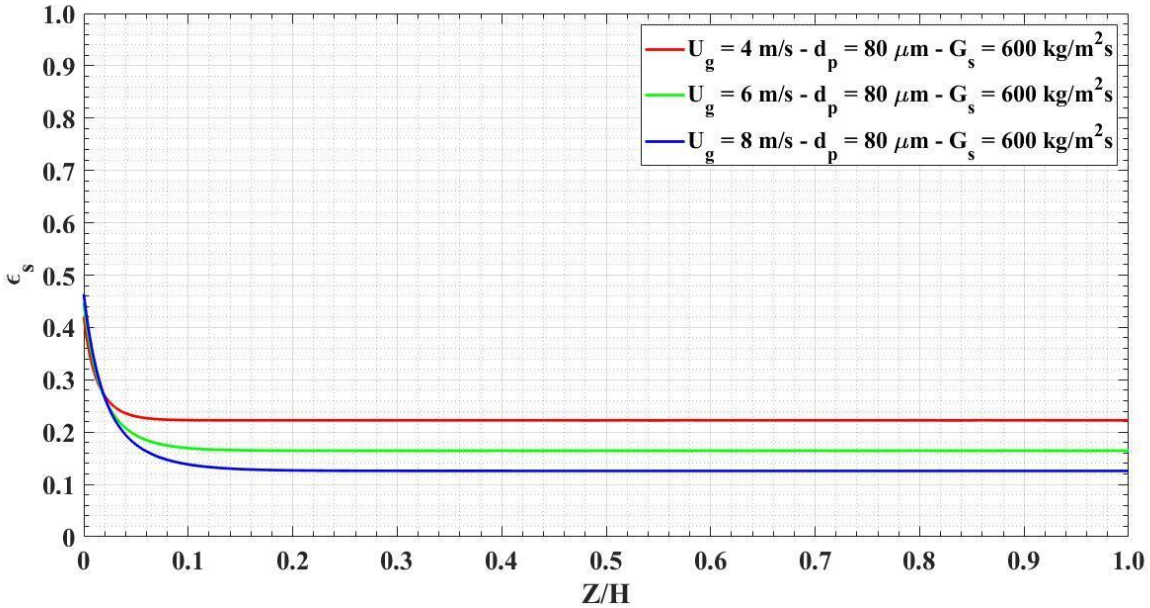
Figura 42 - Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para U_g de 10 m/s e diferentes valores G_s.



Fonte: O Autor (2023).

O outro caso, ou seja, quando G_s é fixa enquanto U_g varia, é apresentado na Figura 43. O aumento de U_g para um G_s fixo ocasiona valores menores de ϵ_s. Quando o valor de U_g vai crescendo, há um aumento na força de arraste das partículas sólidas, fazendo com que elas sejam transportadas com maior eficiência. Além disso, uma maior U_g aumenta a turbulência o que favorece a dispersão das partículas, dificultando a formação de aglomerados. Esses fatores ocasionam uma diminuição nos valores de ϵ_s.

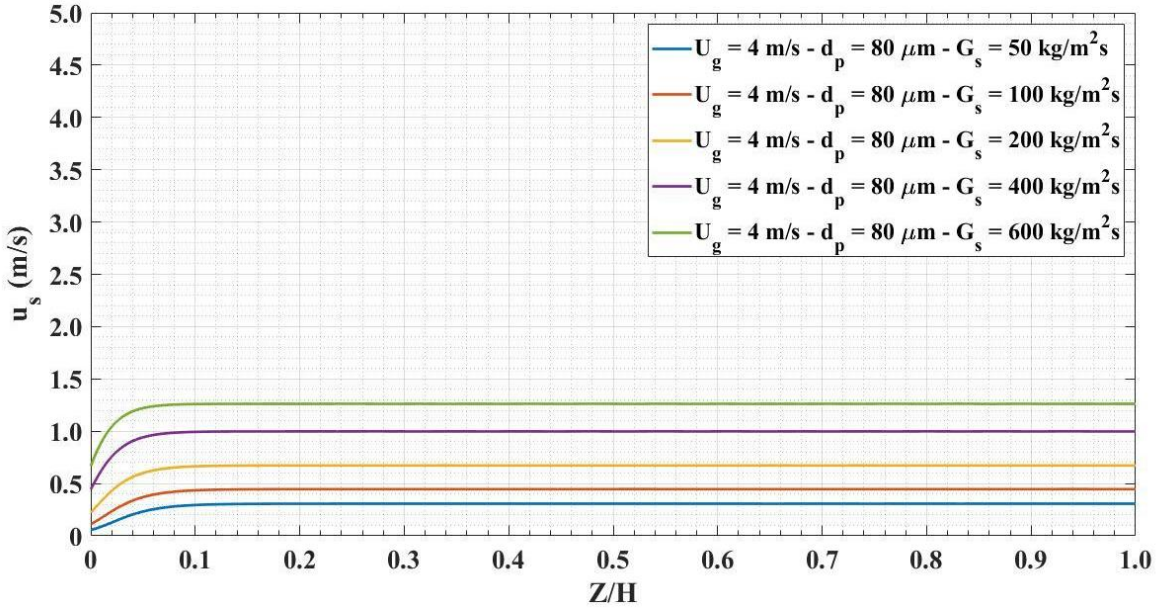
Figura 43- Perfil de fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) obtido com o MFU para G_s fixa e U_g variando.



Fonte: O Autor (2023).

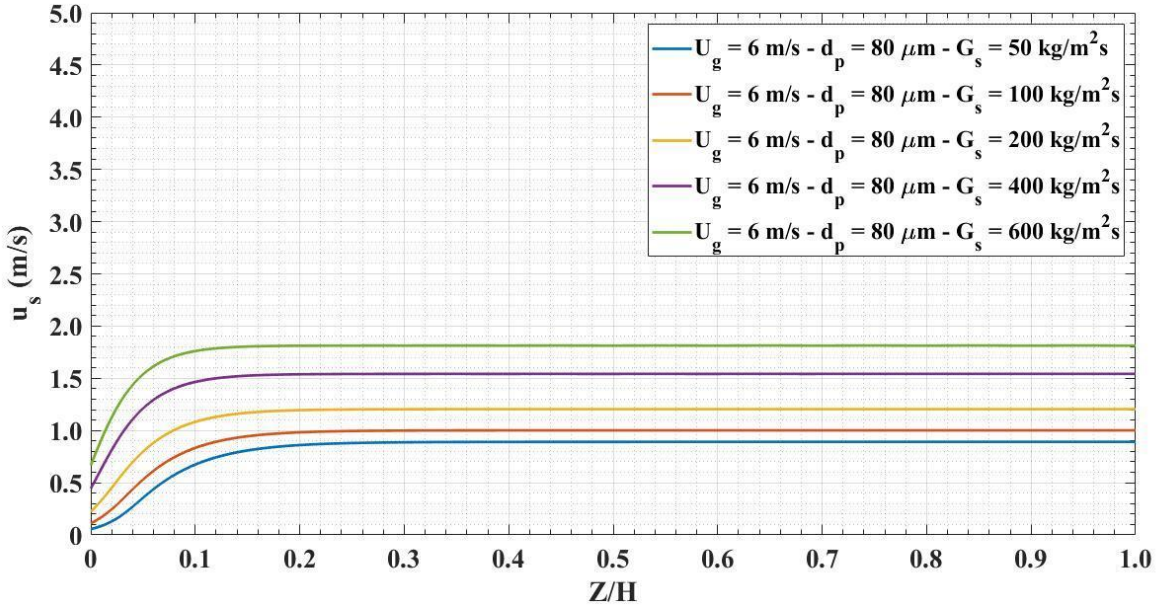
As Figuras 44 a 47 mostram os perfis de velocidade da fase sólida (u_s) versus altura adimensional (Z/H). Analisando tais figuras, quanto maior U_g para um G_s fixo, maiores são os valores de u_s. Radialmente, sobretudo próximo às paredes do *riser*, as partículas sólidas podem experimentar uma velocidade menor, devido ao aumento da turbulência, da colisão entre partículas e do efeito de parede, mas no centro do *riser*, as partículas tendem a se mover mais rapidamente.

Figura 44 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para U_g de 4 m/s e diferentes valores G_s.



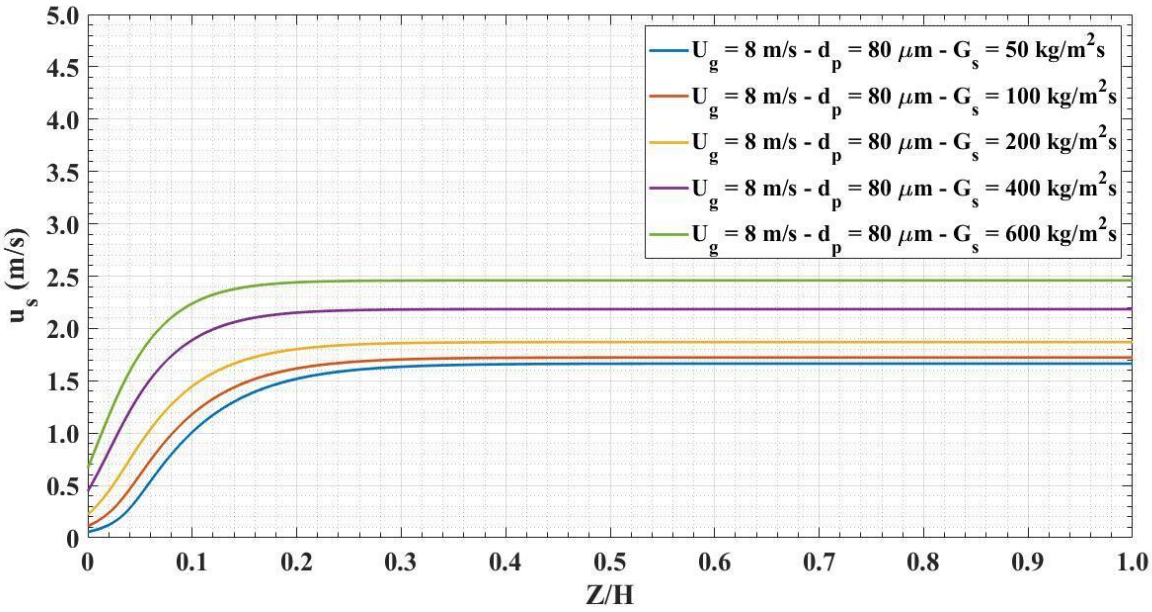
Fonte: O Autor (2023).

Figura 45 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para U_g de 6 m/s e diferentes valores G_s.



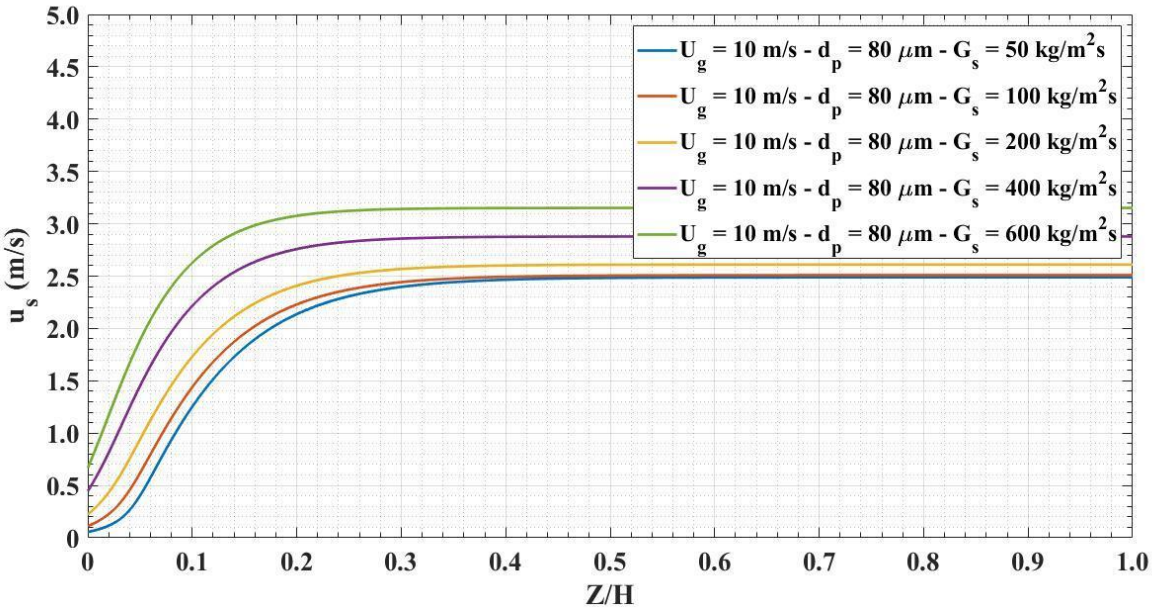
Fonte: O Autor (2023).

Figura 46 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para U_g de 8 m/s e diferentes valores G_s.



Fonte: O Autor (2023).

Figura 47 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para U_g de 10 m/s e diferentes valores G_s.

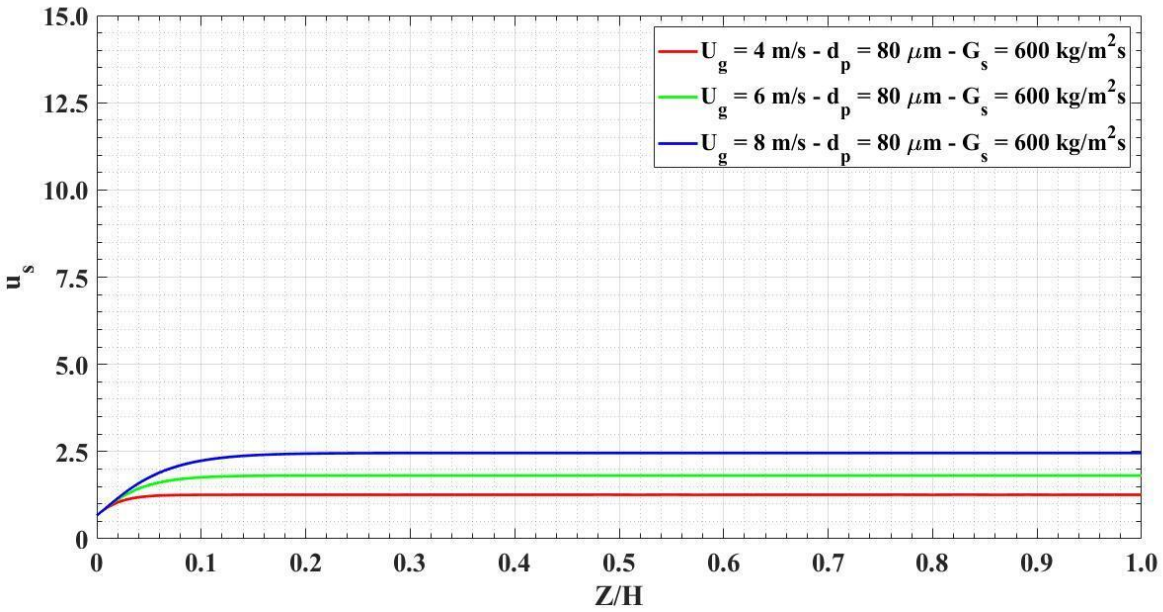


Fonte: O Autor (2023).

O cenário em que G_s é mantida constante enquanto U_g varia é ilustrado na Figura 48. Quando U_g permanece inalterada G_s é aumentada em um sistema de escoamento bifásico gás-sólido, a velocidade da fase sólida tende a se elevar. Isso se deve ao aumento na quantidade de partículas sólidas sendo transportadas pela corrente, resultando em uma maior concentração de partículas na mistura. Para manter a taxa total de fluxo de sólidos constante, as partículas

adicionais precisam se deslocar a uma velocidade mais elevada para acompanhar o aumento na taxa de fluxo.

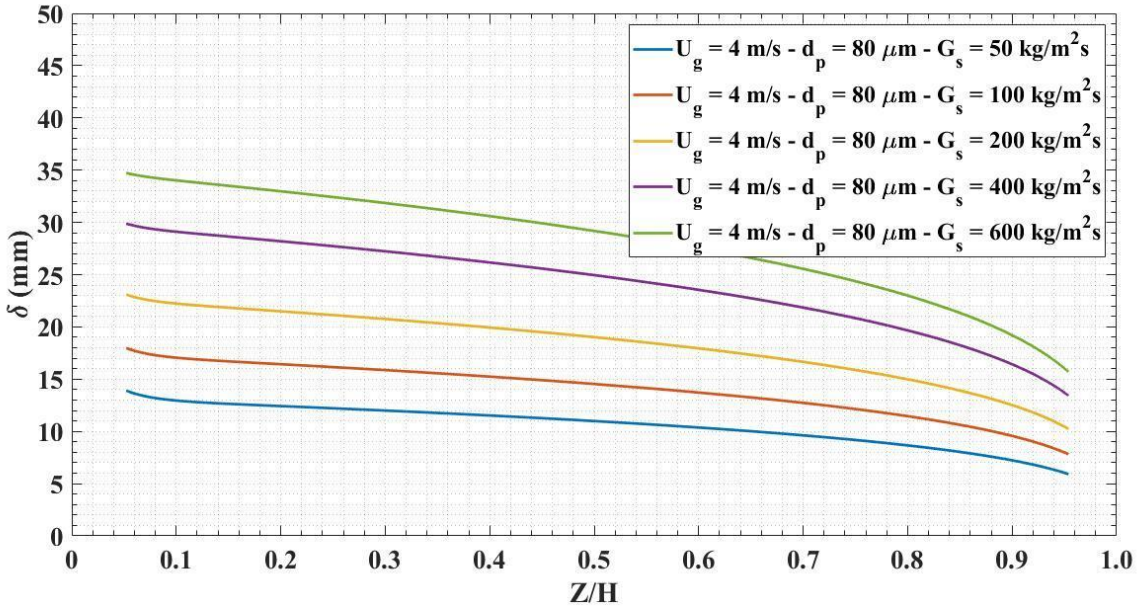
Figura 48 - Perfil de velocidade da fase sólida (u_s) obtido com o MFU para G_s fixa e U_g variando.



Fonte: O Autor (2023).

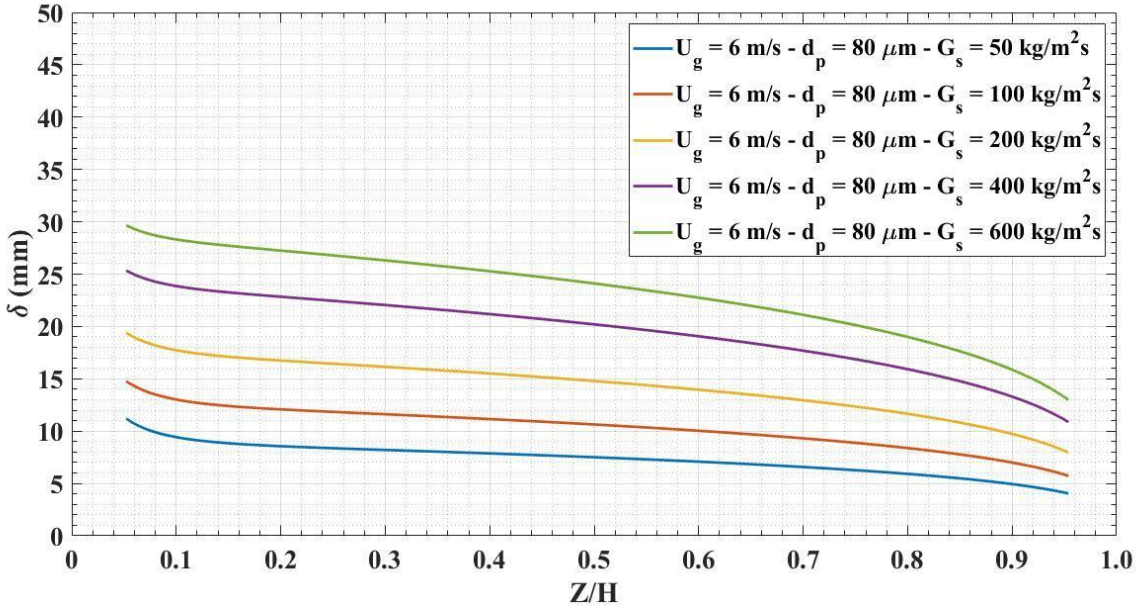
Por fim, as Figuras 49 a 52 mostram os perfis da espessura (δ) versus altura adimensional (Z/H). As figuras mostram que quanto maior U_g, para um G_s fixo, menores são os valores de δ. A velocidade superficial do gás (U_g) no *riser* afeta a espessura (δ). O seu aumento leva ao aumento da força de arraste entre o gás e as partículas de sólido, possibilitando uma maior mobilidade dessas partículas, reduzindo a concentração de sólidos e, consequentemente, levando à redução do tamanho dos aglomerados (Patience; Chaouki, 1993). Agora, mantendo-se U_g fixo e aumentando-se o valor de G_s, o perfil axial da fração volumétrica de sólidos média (ϵ_s) terão valores maiores. Conforme visto, a espessura (δ) da camada de recirculação aumenta com o aumento de G_s em uma dada velocidade U_g. (Bi *et al.*, 1996; Luckos; Hoed, 2005; Zhao *et al.*, 2015; Wang; Zhu, 2016).

Figura 49 - Perfil de espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para U_g de 4 m/s e diferentes valores G_s.



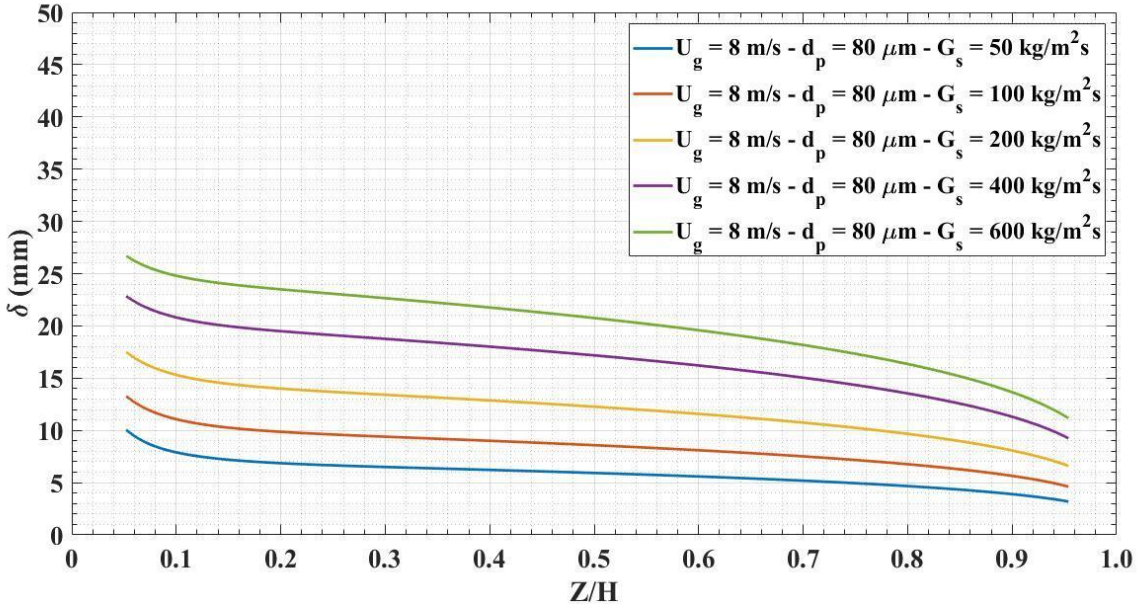
Fonte: O Autor (2023).

Figura 50 - Perfil de espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para U_g de 6 m/s e diferentes valores G_s.



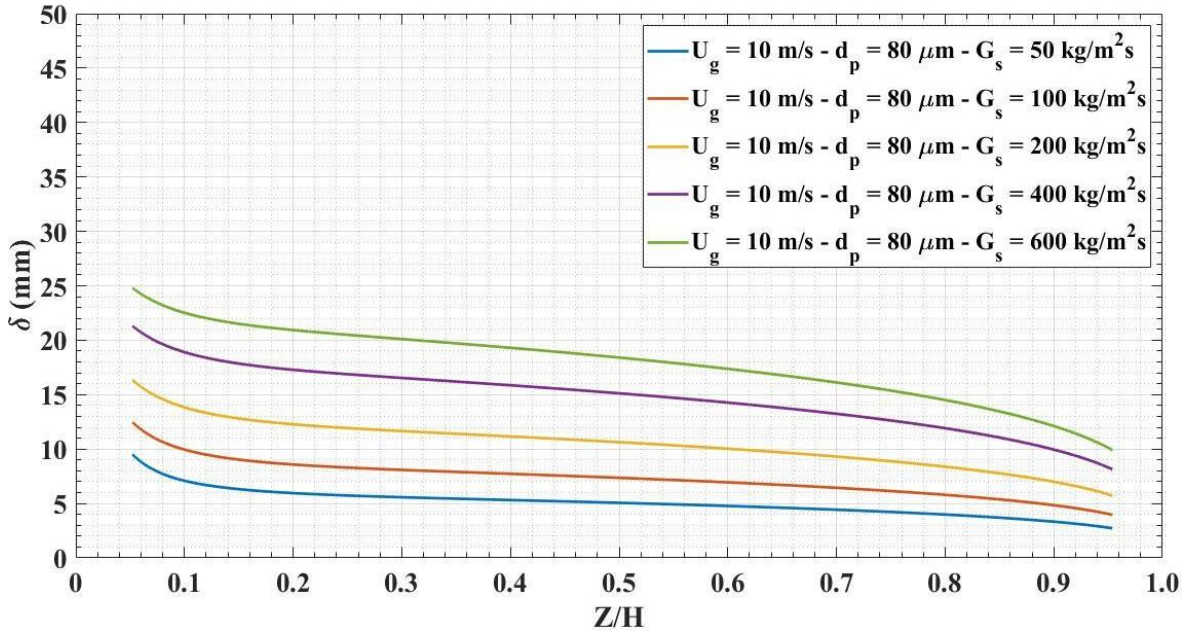
Fonte: O Autor (2023).

Figura 51 - Perfil de espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para U_g de 8 m/s e diferentes valores G_s.



Fonte: O Autor (2023).

Figura 52 - Perfil de espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para U_g de 10 m/s e diferentes valores G_s.

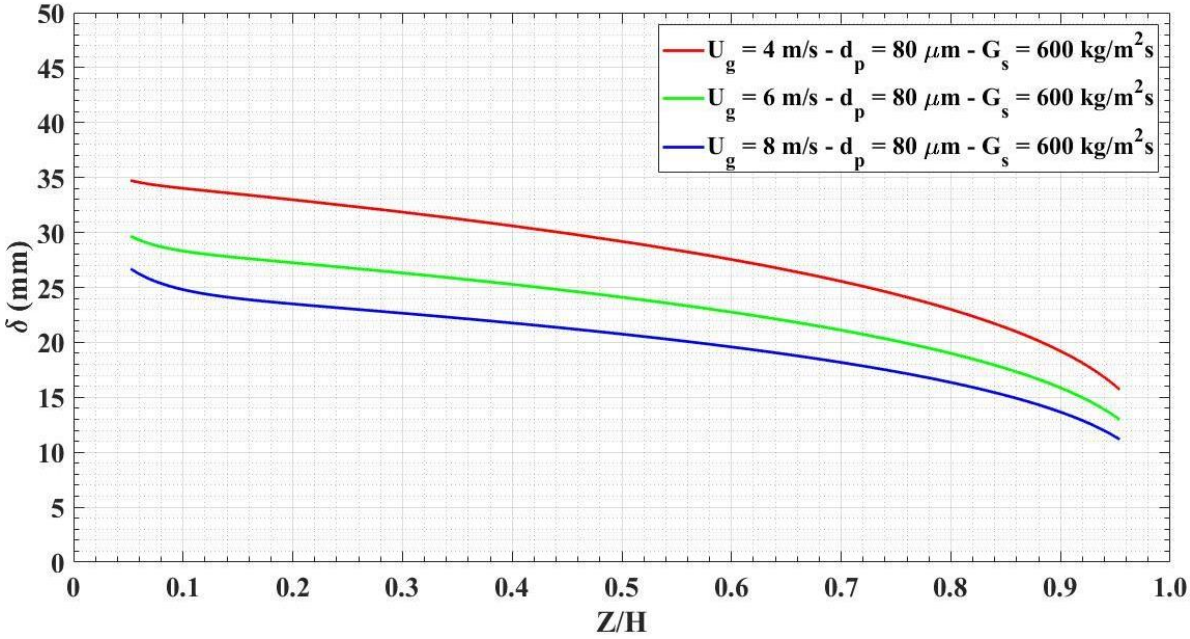


Fonte: O Autor (2023).

Agora, no cenário em que G_s é mantida constante e U_g varia, conforme ilustrado na Figura 53, observa-se que o aumento U_g induz a diminuição da espessura (δ) da camada de recirculação. Esse fenômeno ocorre em virtude do acréscimo no fluxo do gás, o qual ocasiona uma ampliação da força de arrasto exercida sobre a fase sólida. Como resultado, ocorre a redução da espessura da região de recirculação localizada na interface entre as fases. Isso, por

sua vez, viabiliza um transporte mais eficaz das partículas sólidas pelo gás e, como consequência, a atenuação da formação de regiões de recirculação.

Figura 53 - Perfil da espessura (δ) da camada de recirculação obtido com o MFU para G_s fixa e U_g variando.



Fonte: OAutor (2023).

5.5 ANÁLISE DA EQUAÇÃO PROPOSTA POR MEIO DO MÉTODO DA SUPERFÍCIE DE RESPOSTA (MSR)

A Tabela 9 apresenta as variáveis G_s e ϵ_s codificadas como X_1 e X_2, respectivamente. Essa tabela foi planejada com o objetivo de obter uma equação para calcular a espessura adimensional (δ/D) a partir do MSR. Os valores de δ/D na tabela foram calculados com base na Equação (75) para serem utilizados no método dos mínimos quadrados (MMQ) na obtenção da equação equivalente por meio do MSR:

Tabela 9 - Matriz das duas variáveis codificadas para obtenção de equação equivalente para o cálculo de δ/D por meio do MSR.

X_1	Gs (kg/m2s)	X_2	ϵ_s	δ/D
-1	200	-1	0,0398	0,1229
1	500	-1	0,0876	0,1948
-1	200	1	0,0807	0,1708
1	500	1	0,1465	0,257
-1,41	50	0	0,0146	0,0685
1,41	650	0	0,1328	0,2485
0	350	-1,41	0,0529	0,147
0	350	1,41	0,1761	0,2736

0	350	0	0,085	0,1864
0	350	0	0,085	0,1864
0	350	0	0,085	0,1864
0	350	0	0,085	0,1864

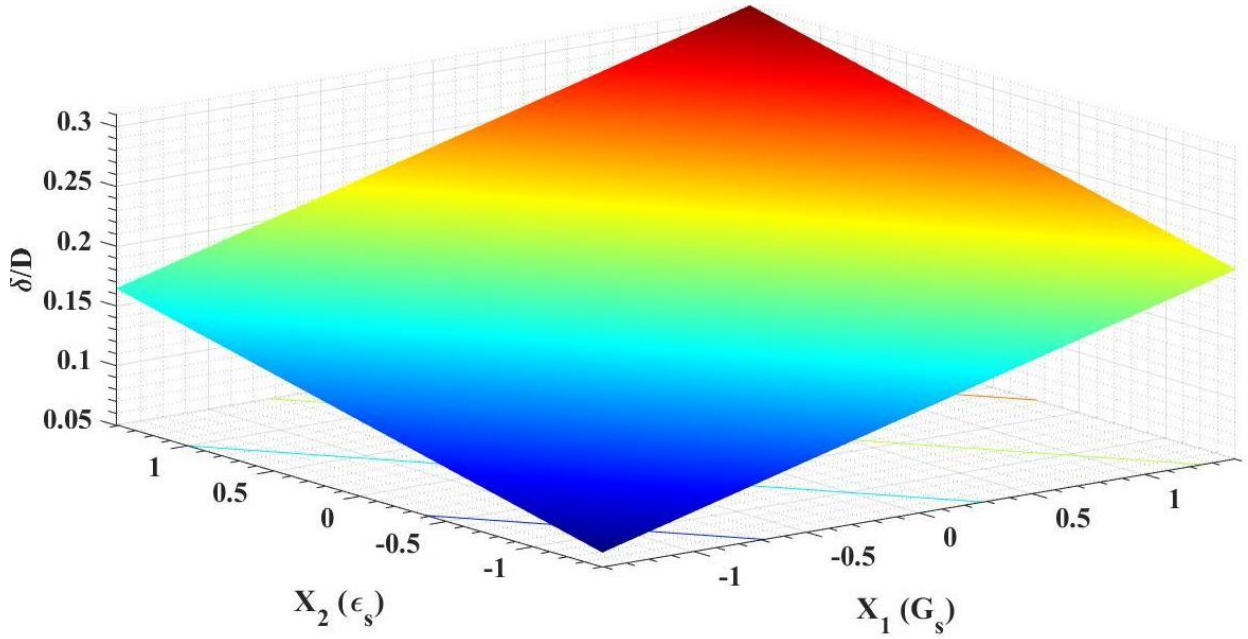
Fonte: O Autor (2023).

Foi escolhido um modelo de primeira ordem para simplificar a visualização, visando apenas observar a influência das duas variáveis distintas (ϵ_s e Gs) no valor de δ/D. O resultado obtido foi:

$$\frac{\delta}{D} = 0{,}1864 + 0{,}0516 \cdot X_1 + 0{,}0362 \cdot X_2 \qquad (77)$$

O coeficiente de determinação obtido foi de $R^2 = 0{,}87$. Graficamente, na Figura 54:

Figura 54 - δ/D previstos por meio do MSR.



Fonte: O Autor (2023).

A partir da Figura 54 observa-se que os valores de δ/D aumentam tanto com o aumento de ϵ_s quanto com o de G_s. Isso é coerente com o apresentado na literatura (Bi *et al.*, 1996; Harris *et al.*, 2002).

Em suma, levando em consideração todo o estudo realizado em busca de uma nova proposta de equação para o cálculo da espessura adimensional (δ/D) e os resultados obtidos com o Modelo Fluidodinâmico Unidimensional (MFU), tem-se que:

- A combinação da fração volumétrica de sólidos (ϵ_s) com uma das propriedades do sólido (ρs), os parâmetros de operação (U_g e G_s) e elementos relacionados à geometria do *riser* (H e Z) permitem melhores previsões dos valores da espessura adimensional (δ/D) da camada de recirculação. A Equação (75) possui um erro relativo médio de 13,8 %, valor esse menor frente a outras equações disponíveis na literatura (Werther, 1994; Bi *et al.*, 1996; Harris *et al.*, 2002). O gráfico de paridade corroborou esse resultado, com apenas um dos pontos, do conjunto analisado, fora do intervalo de confiança (IC) de 95%. Na verdade, esse par ordenado ($\delta/D_{previsto}$, δ/D_{medido}) está sobre o limite superior do IC de 95%. Além disso, os pares ordenados se encontram melhor distribuídos e, por isso, com melhor resolução quando comparado com os demais gráficos de paridade para outras equações da literatura.
- O código (5 Códigos) em linguagem MATLAB® para simular parâmetros com o Modelo Fluidodinâmico Unidimensional (MFU) se mostrou confiável, tendo reproduzido satisfatoriamente resultados de dois trabalhos da literatura (Arastoopour; Gidaspow, 1979; Wang *et al.*, 2010);
- Os resultados obtidos com a simulação do MFU para a Unidade Piloto a Frio (UPF) do Departamento de Energia Nuclear (DEN) da Universidade Federal de Pernambuco (UFPE), mostram parâmetros (ϵ_s e u_s) com perfis coerentes com os apresentados na literatura (Bai; Kato, 1995; Shi *et al.*, 2015; Whang; Zhu, 2016). Com relação aos valores da espessura adimensional (δ/D) da camada de recirculação, seus valores diminuem com o aumento da velocidade superficial do gás (U_g) para uma taxa de fluxo de sólidos (G_s) fixa e aumentam com o aumento da taxa de fluxo de sólidos (Gs) para uma velocidade superficial do gás (U_g) fixa (Bi *et al.*, 1996; Harris *et al.*, 2002).

6 CONCLUSÕES

Por meio do estudo da recirculação de sólidos, no escoamento bifásico em circulação numa unidade piloto a frio tipo FCC, foi desenvolvida uma metodologia, para avaliar as equações que descrevem a espessura da camada de recirculação na literatura.

Foi considerada a estrutura de fluxo formulada pelo modelo núcleo-anular, com o fluxo ascendente no núcleo e próximo as paredes do tubo, um fluxo descendente de sólidos. A caracterização do problema da recirculação de sólidos (back-mixing). O fenômeno está associado a geometria da unidade tipo FCC e ao transporte de sólidos em fase densa. A metodologia de avaliação das equações que modelam a recirculação de sólidos inclui os critérios estatísticos de análise dos dados e a simulação computacional.

Um modelo matemático que descreve a espessura da camada de recirculação de sólidos é proposto. Finalmente a modelagem da recirculação de sólidos é apresentada atendendo ao objetivo do trabalho. Os resultados estão apresentados em tabelas e gráficos e a comparação com dados da literatura, evidenciam que o modelo proposto representa o Estado da Arte

O modelo possibilita a predição da camada de recirculação e, então, estudar condições de operação com transporte de sólidos com alta concentração, o que corresponde no reator industrial, a alta taxa de craqueamento. Permite investigar as condições de operação com mais informações do que trabalhar apenas na faixa livre do perigo de colapso o “choking”. Com a modelagem da camada de recirculação se pode estudar a otimização dos parâmetros equacionados, em uma unidade similar ou no projeto de uma nova unidade.

7 PERSPECTIVAS DE TRABALHOS FUTUROS

- A análise mais detalhada do modelo proposto em função da variância dos dados simulados considerando o número dos parâmetros equacionados. Avaliar método de distribuição em geometria 3D, mais realista para o fluxo de sólidos no riser, como apresentado por Hartley e Zisserman (2004).
- Realizar o estudo da superfície de resposta (MSR) com diferentes correlações, já que foi apresentado apenas gráfico nos Resultados, e este estudo tem objetivo de avaliar o comportamento dos parâmetros e a interação entre eles.
- Duas linhas de trabalho são sugeridas utilizando o modelo proposto:

1) A primeira visa a representatividade dos perfis fluidodinâmicos, através da aplicação de um protocolo de experimentos, no qual a precisão e a reprodutibilidade das medida estaria sob controle. Nesse processo o sistema dual de unidades físico-simulado valida as medidas e os experimentos são arquivados no banco de dados. A continuação desse trabalho requer experimentos com transporte de sólidos em fase densa e com medidas radiais por meio da transmissão gama. O estudo da recirculação de sólidos pode ser introduzido por meio do modelo que quantifica a espessura da camada proposta.
2) A segunda linha de trabalho, sugere o estudo de efeitos que possam reduzir a quantidade de sólidos na recirculação, mantendo as mesmas condições de operação. Por exemplo, Moura (2015), desenvolveu um injetor de ar alternativo no topo do *riser*. Fez experimentos e mediu o aumento da pressão causada ao longo do riser pela atuação do injetor. Esse experimento indica a probabilidade de que, nas condições de operação estudadas, ocorreu redução da recirculação de sólidos. Podemos estudar essa probabilidade, repetindo o experimento com o injetor de ar no sistema físico-simulado, e quantificar a espessura da camada de recirculação com o modelo proposto.

REFERÊNCIAS

ANCHEYTA, J. **Modeling and simulation of catalytic reactors for petroleum refining**. Hoboken: Jonh Willey & Sons, Inc., 2011.

ANCHEYTA, J. **Modelagem e Simulação de Reatores Catalíticos para o Refino de Petróleo**. Rio de Janeiro: LTC, 2015.

ARENA, U.; CAMMAROTA, A.; PISTONE, L. High velocity fluidization behavior of solids in a laboratory scale circulating bed. *In*: BASU, P. **Circulating Fluidized Bed Technology**. Ontario: Pergamon Press. 1986. p. 119 -125.

ARASTOOPOUR, H.; GIDASPOW, D. Vertical Pneumatic Conveying Using Four Hydrodynamic Models. **Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals**, v. 18, n. 2, p. 123–130, 1979.

ATTAWAY, S. **MATLAB® - A Practical Introduction to Programming and Problem Solving**. 4nd ed. Oxford: Elsevier Inc., 2017.

BAI, D.; KATO, K. Saturation carrying capacity of gas and flow regimes in cfb. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 18, n. 2, 1995.

BASU, P. **Circulating fluidized bed boilers: Design, operation and maintenance**. Cham: Springer, 2015.

BI, H. T.; GRACE, J. R. Effect of measurement method on the velocities used to demarcate the onset of turbulent fluidization. **The Chemical Engineering Journal and The Biochemical Engineering Journal**, v. 57, n. 3, p. 261–271, 1995.

BI, X. T.; GRACE, J. R.; ZHU, J. X. Transition velocities affecting regime transitions in gas-solids suspension and Fluidized beds. **Chemical Engineering and Design**, v. 73 A, p. 163 – 173, 1995.

BI, H. T.; GRACE, J. R. Flow regime diagrams for gas-solid fluidization and upward transport. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 21, n. 6, p. 1229–1236, 1995.

BI, H. T.; J. ZHOU, S-Z. Q.; GRACE, J. R. Annular Wall Layer Thickness in Circulating Fluidized Bed *Riser*s. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 74, n. 5, p. 811–814, 1996.

BI, X. Gas Fluidization Flow Regimes. *In*: GRACE, J. R.; BI, X.; ELLIS, N. **Essentials of Fluidization Technology**. Weinheim: Willey – VCH, 2020. p. 55 – 74.

BOLTON, L. W.; DAVIDSON, J. F. Recirculation of Particles in Fast Fluidized *Riser*s. *In*: BASU, P.; LARGE, J. F. **Circulating Fluidized Bed Technology II**. Ontario: Pergamon Press. 1988. p. 139 -146.

BREAULT, R. W.; MONAZAM, E. R.; SHADLE, L. J.; ROWAN, S.; MACFARLAN, L. H. The effect of *riser* end geometry on gas-solid hydrodynamics in a CFB *riser* operating in the core annular and dilute homogeneous flow regimes. **Powder Technology**, v. 316, p. 181–189, 2017.

BRERETON, C. **Fluid Mechanics of High Velocity Fluidised Beds**. 1987. 354 p. Thesis (Doctor of Philosophy) – Dapartement of Chemical Engineering, The University British of Columbia, Vancouver, 1987.

BURSTEIN, L. **PDE Toolbox Primer for Engineering Applications with MATLAB® Basics.** New York: CRC Press, 2022.

CAPES, C. E.; NAKAMURA, K. Vertical pneumatic conveying: A theoretical study of uniform and annular particle flow models. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 51, n. 1, p. 39–46, 1973.

CECON, P. R.; SILVA, A. R. D. **Introdução à Metodologia de Superfícies de Resposta**. Viçosa, 2011. (Apostila).

CHANDEL, M. K.; ALAPPAT, B. J. Annular downflow layer in a recirculating fluidized bed. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 45, n. 16, p. 5748–5754, 2006.

CLAUDINO, L. S.; VIEIRA, E. B.; DANTAS, C. C.; BARBOSA, E. S.; OLIVEIRA, M. F. M. **Two-Phase Flow in 3D CAD Pilot Unit Simulation and Gamma Ray Tomography Validation.** 9th World Congress on INDUSTRIAL PROCESS TOMOGRAPHY, World Heritage City of Bath2 - 6 September 2018.

CREMASCO, M. A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos**. São Paulo: Blucher, 2018.

CRUZ FILHO, A. J. **Projeto de controle digital de alimentador de sólidos com medidas de concentração por meio de transmissão gama em unidade piloto a frio tipo FCC.** 2019. 89

p. Tese (Doutorado em Tecnologias Energéticas e Nucleares) – Departamento de Energia Nuclear, Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2019.

DANTAS, C. C.; DOS SANTOS, V. A.; MELO, A. C. B. A.; VAN GRIEKEN, R**.** Precise gamma ray measurement of the radial distribution of a cracking catalyst at diluted concentrations in a glass *riser*. **Nuclear Instruments and Methods in Physical Research**, v. 251, p. 201-208, 2006.

DAVIDSON, J. F. Circulating fluidised bed hydrodynamics. **Powder Technology**, v. 113, p. 249–260, 2000.

DEVORE, J. L. **Probabilidade e Estatística para Engenharia e Ciências**. Tradução da 6ª ed. norte-americana. São Paulo: CENGAGE Learning, p. 245-274, 2006.

DJERF, T.; PALLARÈS, D.; JOHNSSON, F. Solids flow patterns in large-scale circulating fluidised bed boilers: Experimental evaluation under fluid-dynamically down-scaled conditions. **Chemical Engineering Science**, v. 231, p. 116309, 2021.

DJERF, T.; PALLARÈS, D.; JOHNSSON, F. Solids backmixing and entrainment in the splash zone of large-scale fluidized bed boilers. **Powder Technology**, v. 404, 2022.

DRY, R. J. Radial particle size segregation in a fast fluidised bed. **Powder Technology**, v. 52, n. 1, p. 7–16, 1987.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA: EPE. **Perspectivas para o Mercado Brasileiro de Combustíveis no Curto Prazo**. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/perspectivas-para-o-mercado-brasileiro-de-combustiveis-no-curto-prazo>. Acesso em: 25 de jun. de 2023.

ESCUDERO, D.; HEINDEL, T. J. Bed height and material density effects on fluidized bed hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, v. 66, n. 16, p. 3648–3655, 2011.

GELDART, D. Types of Gas Fhidization. **Powder Technology**, v. 7, p. 285–292, 1973.

GELDART, D.; ABRAHAMSEN, A. R. Homogeneous Fluidization of Fine Powders Using Various Gases and Pressures. **Powder Technology**, v. 19, p. 133–136, 1978.

GONÇALVES, R. H.; STURARO, J. R. Aplicação da metodologia de superfície de resposta na remediação de um solo arenoso contaminado artificialmente com cobre. **Geociências**, v. 29, n. 1, p. 59–70, 2010.

GRACE, J. R. Fluidized bed hydrodynamics. *In:* HESTRONI, G. (ed.). **Handbook of multiphase systems.** Washington: Hemisphere, 1982.

GRACE, J. R.; BI, H. Introduction to circulating Fluidized beds. *In:* GRACE, J. R.; AVIDAN, A. A.; KNOWLTON, T. M. **Circulating Fluidized Beds**. London: Chapman & Hall, 1997. p. 1 – 20.

GRACE, J. R. Properties, Minimum Fluidization, and Geldart Groups. *In*: GRACE, J. R.; BI, X.; ELLIS, N. **Essentials of Fluidization Technology**. Weinheim: Willey – VCH, 2020. p. 11 – 32.

HARRIS, A. T.; THORPE, R. B.; DAVIDSON, J. F. Characterisation of the annular film thickness in circulating fluidised-bed *riser*s. **Chemical Engineering Science**, v. 57, n. 13, p. 2579–2587, 2002.

HARTLEY, R.; ZISSERMAN, A. **Multiple View Geometry in Computer Vision.** 2nd ed. Cambridge: Cambridge University Press, 2004.

HORIO, M.; MORISHITA, K.; TACHIBANA, O.; MURATA, N. Solid Distribution and Movement in Circulating Fluidized Beds. *In*: BASU, P.; LARGE, J. F. **Circulating Fluidized Bed Technology II**. Ontario: Pergamon Press. 1988. p. 147 -154.

JOHANSSON, A.; JOHNSSON, F.; LECKNER, B. Solids back-mixing in CFB boilers. **Chemical Engineering Science**, v. 62, n. 1–2, p. 561–573, 2007.

JONES, D. R. M.; DAVIDSON, J. F. The Flow of Particles from a Fluidised Bed through an Orifice. **Rheologica Acta**, v. 3, p. 180–192, 1965.

KIM, S. W.; KIRBAS, G.; BI, H.; LIM, C. J.; GRACE, J. R. Flow structure and thickness of annular downflow layer in a circulating fluidized bed *riser*. **Powder Technology**, v. 142, n. 1, p. 48–58, 2004.

KHONGPROM, P.; AIMDILOKWONG, A.; LIMTRAKUL, S.; VATANATHAM, T.; RAMACHANDRAN, P. A. Axial gas and solids mixing in a down flow circulating fluidized bed reactor based on CFD simulation. **Chemical Engineering Science**, v. 73, p. 8–19, 2012.

KNOWLTON, T. M.; BACHOVCHIN, D. M. The Determination of Gas-Solid Velocity in a Vertical Pneumatic Conveying Line. *In*: KEAIRRNS, D. L. **Fluidization I**. Washington: Hemisphere, 1975. p. 253-282.

KNOWLTON, T. M. Standpipes and return systems. *In:* GRACE, J. R.; AVIDAN, A. A.; KNOWLTON, T. M. **Circulating Fluidized Beds**. London: Chapman & Hall, 1997. p. 214 - 259.

KNOWLTON, T. M. Tools and Techniques for Diagnosing and Solving Operating Problems in Fluidized Bed Systems. **Oil and Gas Science and Technology**, v. 55, n. 2, p. 209–217, 2000.

KRAUSE, P.; BOYLE, D. P.; BÄSE, F. Comparison of different efficiency criteria for hydrological model assessment. **Advances in Geosciences**, v. 5, p. 89–97, 2005.

KUMAR, S. B.; MOSLEMIAN, D.; DUDUKOVIĆ, M. P. A γ-ray tomographic scanner for imaging voidage distribution in two-phase flow systems. **Flow Measurement and Instrumentation**, v. 6, n. 1, p. 61–73, 1995.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. 2. ed. Boston: Butterworth-Heinemann, 1991. 497 p.

LAN, X.; SHI, X.; ZHANG, Y.; WANG, Y.; XU, C.; GAO, J. Solids back-mixing behavior and effect of the mesoscale structure in CFB *riser*s. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 52, n. 34, p. 11888–11896, 2013.

LEUNG, L. S.; JONES, P. J. Flow of gas-solid mixtures in standpipes. A review. **Powder Technology**, v. 20, n. 2, p. 145–160, 1978.

LEUNG, L. S. The ups and downs of a gas-solid flow – A review. *In*: GRACE, J. R.; MATSEN, J. M. **Fluidization**. New York: Plenum Press, 1980. p. 25-68.

LEUNG, L. S. Vertical Pneumatic Conveying: A Flow Regime Diagram and a Review of Choking versus Non-Choking Systems. **Powder Technology**, v. 25, p. 185–190, 1980.

LI, Y.; KAWAUK, M. The dynamics of fast fluidization. *In*: GRACE, J. R.; MATSEN, J. R. **Fluidization**. New York: Plenum Press, 1980. p. 537-544.

LUCKOS, A.; HOED, P. **A study into the hydrodynamic behavior of heavy minerals in circulating fluidized bed**, Industrial Fludization South Africa, v. 1, p. 345-355, 2005

LIMA FILHO, H. J. B. **Validação de modelos CFD bi e tridimensionais de um *riser* piloto a frio com auxílio de medidas de transmissão gama**. 2014. 143 p. Tese (Doutorado em Tecnologias Energéticas e Nucleares) – Departamento de Energia Nuclear, Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2014.

MELO, A. C. A. **Validação de modelos matemáticos para descrever a fluidodinâmica de um *riser* a frio utilizando atenuação gama**. 2004. 166 p. Tese (Doutorado em Tecnologias Energéticas e Nucleares) – Departamento de Energia Nuclear, Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2004.

MONTGOMERY, D. **Design and analysis of experiments**. New York: Jonh Willey & Sons, Inc., 2001.

MOURA, A. E. **Controle da injeção de catalisador em uma unidade piloto tipo FCC a frio.** 2015. 89 p. Dissertação (Mestrado em Tecnologias Energéticas e Nucleares) – Departamento de Energia Nuclear, Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2015.

OLIVEIRA, M. F. M. **Modelagem do transporte de sólidos em regime denso em unidade piloto a frio por medição de transmissão gama.** 2018. 105 p. Dissertação (Mestrado em Tecnologias Energéticas e Nucleares) – Departamento de Energia Nuclear, Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2018.

OLORUNTOBA, A.; ZHANG, Y.; HSU, C. S. State-of-the-Art Review of Fluid Catalytic Cracking (FCC) Catalyst Regeneration Intensification Technologies. **Energies**, v. 15, n. 6, p. 1–75, 2022.

PATIENCE, GREGORY S.; CHAOUKI, J. GAS PHASE HYDRODYNAMICS IN THE *RISER* OF A CIRCULATING FLUIDIZED BED. **Chemical Engineering Science**, v. 48, n. 18, 1993.

PERALES, J. F.; COLL, T.; LLOP, M. F.; PUIGJANER, L. On the transition from bubbling to fast fluidization regimes. *In*: BASU, P.; HASATANI, M.; HORIO, M. (eds.). **Circulating fluidized bed technology III**. Oxford: Pergamon Press, 1991. p. 73 – 78.

RAO, V. V. B.; NARSAIAHA, T. B.; REDDYB, B. V. Prediction of Falling Solids Film Thickness near the Wallin Circulating Fluidized Bed *Riser*s. **International Journal of Chemical Engineering and Applications**, v. 2, n. 2, p. 84–90, 2011.

REDDY-KARRI, S. B.; KNOWLTON, T. A pratical definition of fast Fluidized bed. *In*: BASU, P.; HASATANI, M.; HORIO, M. (eds.). **Circulating fluidized bed technology III**. Oxford: Pergamon Press, 1991. p. 67 – 72.

ROCHA, S. C. S.; KACHAN, G. C.; SANTANA, C. C. Modelagem dinâmica do escoamento gas-solido aplicada a secagem pneumática: comparação entre 2 modelos. 1988, Anais. São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Química, 1988. Acesso em: 13 jul. 2023.

RODRIGUES, S. D. S. ***Riser* hydrodynamic study with Group B particles for Chemical Looping Combustion**. 2015. 169 p. Thesis (PhD in Chemical Engineering and Technologies) - Department of Chemical Engineering and Technologies, University Claude Bernard. Lyon, 2015.

SADEGHBEIGI, R. **Fluid Catalytic Cracking Handbook**. Waltham: Elsevier Inc., 2012.

SANTOS, V. A.; DANTAS, C. C. Transit time and RTD measurements by radioactive tracer to assess the *riser* flow pattern. **Powder Technology**, v. 140, n. 1/2, p.116 - 121, 2004.

SANTOS, K. A. L. **Validação da simulação por CFD do *riser* de uma unidade piloto a frio de FCC utilizando transmissão gama**. 2013. 97 p. Dissertação (Mestrado em Tecnologias Energéticas e Nucleares) – Departamento de Energia Nuclear, Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2013.

SIZEMORE, J.; MUELLER, J. P. **MATLAB® for Dummies**. New Jersey: Jonh Willey & Sons, Inc., 2011.

SHI, X.; LAN, X.; LIU, F.; ZHANG, Y.; GAO, J. Effect of particle size distribution on hydrodynamics and solids back-mixing in CFB *riser*s using CPFD simulation. **Powder Technology**, v. 266, p. 135–143, 2014.

SHI, X.; SUN, R.; LAN, X.; LIU, F.; ZHANG, Y.; GAO, J. CPFD simulation of solids residence time and back-mixing in CFB *riser*s. **Powder Technology**, v. 271, p. 16–25, 2015.

STEWART, P. S. B.; DAVIDSON, J. F. Slug flow in fluidised beds. **Powder Technology**, v. 1(2), p. 61-80, 1967.

TRIBEDI, T. et al. Solid Phase Macromixing Study in a Pilot-Scale Geldart Group B Circulating Fluidized Bed Riser Using Single Particle RTD and RPT Measurements. **ACS Engineering Au**, v. 3, n. 3, p. 165–172, 2023.

VIEIRA, E. B. **Projeto e construção de planta virtual em ambiente 3D da unidade piloto a frio tipo FCC para comparação e validação de parâmetros fluidodinâmicos com tomografia gama**. 2022. 74 p. Dissertação (Mestrado em Tecnologias Energéticas e Nucleares) – Departamento de Energia Nuclear, Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2022.

WANG, X. Y.; WANG, S. D.; FAN. B. G.; LIAO, L. L.; JIANG, F.; XU, X.; WU, Z. X.; HIAO, Y. H. Experimental research on the dense CFB's *riser* and the simulation based on the EMMS model. **AIP Conference Proceedings**, v. 1207, p. 258–263, 2010.

WANG, C. **High density gas-solids circulating fluidized bed *riser* and downer reactors**. 2013. 296 p. Thesis (Doctor of Philosophy) - The School of Graduate and Postdoctoral Studies, The University of Western Ontario. Ontario, 2013.

WANG, C.; ZHU, J. Chinese Journal of Chemical Engineering Developments in the understanding of gas – solid contact efficiency in the circulating fluidized bed *riser* reactor: A review. **Chinese Journal of Chemical Engineering**. v. 24, p. 53–62, 2016.

WEI, F.; YANG, GUO-QIANG; JIN, Y.; YOU, ZHI-QING. The Characteristics of Cluster in a High Density Circulating Fluidized Bed. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 73, p. 4–9, 1995.

WEI, F.; FANGBIN, L.; YONG, J.; ZHIQING, Y. Mass flux profiles in a high density circulating fluidized bed. **Powder Technology**, v. 91, n. 3, p. 189–195, 1997.

WERTHER, J. Fluid mechanics of large scale CFB units. *In*: KWAUK, M.; JINGHAI, L. (eds.). **Circulating fluidized bed technology V**. Oxford: Pergamon Press, 1994. p. 1 – 14.

WONG, R. **Modelling the Hydrodynamics of Circulating Fluidized Bed *Riser*s**. 1991. 200 p. Thesis (Master of Science) – Department of Chemical and Petroleum Engineering, University of Calgary. Alberta, 1991.

YANG, W. C. A Model for the Dynamics of a Circulating Fluidized Bed Loop. *In*: BASU, P.; LARGE, J. F. **Circulating Fluidized Bed Technology II**. Ontario: Pergamon Press. 1988. p. 181 -191.

YANG, W. C. "Choking" revisited. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 43, n. 18, p. 5496–5506, 2004.

YERUSHALMI, J.; TURNER, D. H.; SQUIRES, A. M. The fast fluidized bed. **Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev**, v. 15, n. 1, p. 47–53, 1966.

YERUSHALMI, J.; CANKURT, N. T.; GELDART, D.; LISS, B. Flow Regimes in Vertical Gas-Solid Contact Systems. **AIChE Symp Ser**, v. 74, n. 176, p. 1–13, 1978.

ZENZ, F. A. TWO-PHASE FLUID-SOLID FLOW. **Industrial and Engineering Chemistry**, v. 41, n. 12, p. 2801–2806, 1949.

ZHAO, B.; ZHOU, Q.; WANG, J.; LI, J. CFD study of exit effect of high-density CFB *riser*s with EMMS-based two- fluid model. **Chemical Engineering Science**, v. 134, p. 477–488, 2015.

ZHANG, H. L.; DEGRÈVE, J.; BAEYENS, J.; DEWIL, R. Choking Affects the Operation Diagram of a CFB *Riser*. **Journal of Powder Technology**, v. 2014, n. 3, p. 1–6, 2014.

ZHANG, H.; DEGRÈVE, J.; BAEYENS, J.; DEWIL, R. The voidage in a CFB *riser* as function of solids flux and gas velocity. **Procedia Engineering**, v. 102, p. 1112–1122, 2015.

ZHU, C.; WANG, D. Resistant effect of non-equilibrium inter-particle collisions on dense solids transport. **Particuology**, v. 8, n. 6, p. 544–548, 2010.

ZOU, B.; LI, H.; XIA, Y.; MA, X. Cluster structure in a circulating fluidized bed. **Powder Technology**, v. 78, n. 2, p. 173–178, 1994.

APÊNDICE A – CÓDIGO 1 DO MFU

```
%% Código 1 do MFU

clear all
close all
clc

%% DECLARAÇÃO DE VARIÁVEIS, PROPRIEDADES E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO:

%% GRANDEZAS GEOMÉTRICAS DO RISER:

Di = ; % diâmetro do riser (m)
H = ; % altura do riser (m)
A = (pi/4)*(Di^2); % área da seção transversal do riser (m2)

%% PROPRIEDADES FÍSICAS DO GÁS:

rhog = ; % densidade do gás (kg/m3)
mig =  ; % viscosidade do gás (kg/m*s)
R = 8.312; % constante dos gases (J/mol*K)

%% PROPRIEDADES FÍSICAS DO SÓLIDO:

dp = ; % diâmetro médio da partícula do sólido (catalisador) (m)
rhos = ; % densidade da partícula do sólido (catalisador) (kg/m3)
rhoap = ; % densidade de bulk do sólido (catalisador) (kg/m3)

%% CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO:

P =  ; % pressão no primeiro medidor no interior do riser (Pa)
T =  ; % temperatura no riser (K)
g =  ; % aceleração da gravidade (m/s2)
Qg = ; % vazão volumétrica do gás (m3/s)
Gs =  ; % taxa de fluxo de sólidos (kg/m2.s)

%% CONDIÇÕES INICIAIS:

ug0 = Qg/A % velocidade superficial inicial do gás (m/s)
Reg0 = ug0*Di*rhog/mig; % número de Reynolds do gás
us0 = Gs/rhoap; % velocidade da fase sólida (m/s)
Rep0 = (ug0-us0)*rhog*dp/mig; % número de Reynolds inicial da partícula sólida
epsilongb = ;% fração volumétrica do gás na base do riser
epsilonsb = 1 - epsilongb % fração volumétrica do sólido na base do riser
```

APÊNDICE B – CÓDIGO 2 DO MFU

```
%% Código 2 do MFU

clear all
close all
clc

run("Código1doMFU")

if Reg0 < 100000
   fg = 0.316/(Reg0^0.25)
else
   syms fg

   A = (1/(sqrt(fg))) - 2*log(Reg0*sqrt(fg)) + 0.8

   S = vpasolve(A,fg)
end
if Reg0 < 100000
   fw0 = fg*rhog*(ug0^2)/(2*Di)
else
   fw0 = S*rhog*(ug0^2)/(2*Di)
end
if Rep0 > 1000
   Cds = 0.44
else
   Cds = (24/Rep0)*(1+0.15*(Rep0^0.687))
end

fs0 = (0.75*Cds*rhog*((ug0-us0)^2)*(epsilongb^(-2.65)))/dp

%% Valores iniciais das EDO's componentes do MFU:

diff10 = ((9.81-(fs0/rhos))/(((-ug0/epsilongb)+(-us0/(1-epsilongb)))*(ug0-us0)))
diff20=-(ug0/epsilongb)*((9.81-(fs0/rhos))/(((-ug0/epsilongb)+(-us0/(1-epsilongb)))*(ug0-
us0)))
diff30=(us0/(1-epsilongb))*((9.81-(fs0/rhos))/(((-ug0/epsilongb)+(-us0/(1-epsilongb)))*(ug0-
us0)))
diff40=-(rhos*(us0^2)-rhog*(ug0^2))*((9.81-(fs0/rhos))/(((-ug0/epsilongb)+(-us0/(1-
epsilongb)))*(ug0-us0)))-((rhos*(1-epsilongb)-rhog*(epsilongb))*9.81)-fw0
```

APÊNDICE C – CÓDIGO 3 DO MFU

```
function dydz = ODEsystemMFU(z,y)

%y(1) = epsilong
%y(2) = ug
%y(3) = us
%y(4) = P
%Rep = ((rhog*dp*(y(1))*(y(2)-y(3)))/mig);
%Reg = ((rhog*D*(y(1)))/mig);
%Cds=(24/((rhog*dp*(y(1))*(y(2)-y(3)))/mig))*(1+0.15*(((rhog*dp*(y(1))*(y(2)-
y(3)))/mig)^0.687)) para Rep < 1000 ou Cds = 0.44 para Rep >= 1000;
%fs = ((0.75*Cds*rhog*((y(2)-y(3))^2)*(epsilongb^(-2.65)))/dp);
%fg = 0.316*(((rhog*D*(y(1)))/mig)^0.25) para Reg < 100000 ou fg = S;
%fw = ((fg*rhog*(y(1)^2))/(2*D))
dydz = [    ]; % vetor coluna com o valor inicial de cada uma das das EDO's componentes do
MFU

dydz(1)=((9.81-(((Cds*1.61*rhog*((y(2)-y(3))^2)*(y(1)^(-2.65)))/(dp))/rhos)/(((-
y(2)/y(1))+(-y(3)/(1-y(1))))*(y(2)-y(3))))
dydz(2)=-(y(2)/y(1))*((9.81-(((Cds*1.61*rhog*((y(2)-y(3))^2)*(y(1)^(-
2.65)))/(dp))/rhos))/(((-y(2)/y(1))+(-y(3)/(1-y(1))))*(y(2)-y(3))));
dydz(3)=(y(3)/(1-y(1)))*((9.81-(((Cds*1.61*rhog*((y(2)-y(3))^2)*(y(1)^(-
2.65)))/(dp))/rhos))/(((-y(2)/y(1))+(-y(3)/(1-y(1))))*(y(2)-y(3))));
dydz(4)=-(rhos*(y(3)^2)-rhog*(y(2)^2))*((9.81-(((Cds*1.61*rhog*((y(2)-y(3))^2)*(y(1)^(-
2.65)))/(dp))/rhos))/(((-y(2)/y(1))+(-y(3)/(1-y(1))))*(y(2)-y(3))))-((rhos*(1-
y(1))+rhog*y(1))*9.81)-(0.041*rhog*(y(2)^2)/(2*Di));

end
```

APÊNDICE D – CÓDIGO 4 DO MFU

```
clear all
close all
clc

run("Código1doMFU")

Di = ; % diâmetro do riser (m)
H = ; % altura do riser (m)

%% Condições iniciais e solução do sistema de EDO's:

z = (linspace(0,H,500))';

yin = [  ]; % vetor coluna com os valores iniciais da variáveis (ug, us, ϵg e P)

[z,y] = ode45('ODEsystemMFU',z,yin);
```