

UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química

P

P

E

Q



DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**VALIDAÇÃO DA SIMULAÇÃO POR CFD DO RISER
DE UMA UNIDADE PILOTO A FRIO DE FCC
UTILIZANDO TRANSMISSÃO GAMA**

Kamylla Alexandre Leite dos Santos

Prof. Dr. Mohand Benachour
Prof. Dr. Carlos Costa Dantas
Prof. Dr. Valdemir Alexandre
dos Santos

Recife/PE

Fevereiro/2013

**VALIDAÇÃO DA SIMULAÇÃO POR CFD DO RISER DE UMA UNIDADE
PILOTO A FRIO DE FCC UTILIZANDO TRANSMISSÃO GAMMA**

Kanylla Alexandre Leite dos Santos

**Recife
2013**

Kamylla Alexandre Leite dos Santos

**VALIDAÇÃO DA SIMULAÇÃO POR CFD DO *RISER* DE UMA UNIDADE PILOTO
A FRIO DE *FCC* UTILIZANDO TRANSMISSÃO GAMA**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Área de concentração:

Desenvolvimento de processos químicos do petróleo, gás natural e biocombustíveis.

Orientadores:

Prof. Mohand Benachour

Prof. Carlos Costa Dantas

Prof. Valdemir Alexandre dos Santos

Recife
2013

Catálogo na fonte
Bibliotecária: Rosineide Mesquita Gonçalves Luz / CRB4-1361 (BCTG)

S237v Santos, Kamylla Alexandre Leite dos.
Validação da simulação por CFD do *RISER* de uma unidade piloto a frio de *FCC* utilizando Transmissão GAMA. / Kamylla Alexandre Leite dos Santos. – Recife: O Autor, 2013.
96f., il., figs., gráfs., tabs.

Orientadores: Prof. Dr. Mohand Benachour.

Prof. Dr. Carlos Costa Dantas.

Prof. Dr. Valdemir Alexandre dos Santos.

Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco.
CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, 2013.
Inclui Referências e Apêndice.

1. Engenharia Química. 2. Unidade Piloto a Frio. 3. Leito Fluidizado Circulante. 4. Atenuação- γ . 5. Fluidodinâmica Computacional. 6. *Riser*. I. Benachour, Mohand (Orientador). II. Dantas, Carlos Costa (Orientador). III. Santos, Valdemir Alexandre dos (Orientador). IV. Título.

660.2 CDD (22.ed)

UFPE/BCTG-2013 / 189

Kamylla Alexandre Leite dos Santos

**VALIDAÇÃO DA SIMULAÇÃO POR CFD DO *RISER* DE UMA UNIDADE PILOTO
A FRIO DE FCC UTILIZANDO TRANSMISSÃO GAMA**

Linha de Pesquisa: Reatores Químicos e Catálise

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Pernambuco, defendida e aprovada em 25 de Fevereiro de 2013 pela banca examinadora constituída pelos seguintes membros:

Prof. Dr. Mohand Benachour-DEQ/UFPE

Prof. Dr. Valdemir Alexandre dos Santos –DEQ/UNICAP

Prof. Dr. Jose Marcos Francisco da Silva/DEQ-UFPE

Prof. Dr. João Rui Barbosa de Alencar-Petrobras

*A Deus,
que me presenteou com
força de vontade para seguir
nos momentos difíceis.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por todas as pessoas especiais e protetores espirituais que tenha colocado na minha vida e que de alguma maneira contribuíram no meu desenvolvimento científico e crescimento pessoal.

Agradeço aos meus pais (Marilene Leite e Valdério Alexandre) que ensinaram e me presentearam dos bens mais preciosos que um ser humano pode possuir: a humildade e a capacidade de seguir em frente diante das dificuldades a serem enfrentadas, esses ensinamentos foram peças primordiais no meu crescimento profissional e pessoal. Foram eles que sempre acreditaram em mim. Obrigada por tudo.

Agradeço às minhas princesas e irmãs (Thaysinha e Hellenzinha) pelo apoio, alegria e sorrisos nas horas que tanto precisei de um carinho sincero. Meus tesouros. Meu maior amor pertence a elas.

Agradeço ao Prof. Dr. Valdemir Alexandre dos Santos que tenho tamanha satisfação de possuir laços familiares com este grande homem. Meu verdadeiro ídolo. Minha fonte de inspiração. Possuidor de um lindo coração.

Agradeço a Marco Antônio que me ensinou valores essenciais para a vida. Sempre com um sorriso no rosto e uma maneira branda de enfrentar dificuldades. Você foi um presente.

Agradeço ao Prof. Dr. Mohand Benachour pelos ensinamentos, apoio e principalmente por acreditar em mim e me adotar como sua orientanda. Muito obrigada.

Agradeço ao aluno de doutorado Msc. Hilário Jorge e ao Eng. Alex pela grande contribuição no meu trabalho. Hilário esteve comigo todos os dias como companheiro de laboratório e me presenteou com sua experiência profissional, fundamentais para a execução do meu trabalho.

Agradeço a Emanuel pelas contribuições na automação do nosso laboratório e sua companhia por alguns meses que encheram nosso laboratório de alegria.

Agradeço ao funcionário Zacarias (Zaca) por cuidar do ambiente do nosso laboratório, deixando sempre limpo. Também sempre me enchendo de mimos, me presenteando com mangas, jambos, ressaltando que isto ocorreu todos os dias que estive no laboratório.

Agradeço ao Prof. Dr. Carlos Costa Dantas pela grande contribuição na execução deste trabalho, me presenteando com seu conhecimento em Energia nuclear, essencial para a realização desta dissertação.

Agradeço aos meus familiares pelo carinho, sempre torcendo para que eu tenha um futuro promissor, avós, avôs, tios, tias, primos e primas. Em especial para tia Lêda, tia Ane, tio Lulinha e Laisinha que contribuíram e acompanharam mais de perto a minha evolução pessoal e profissional. Amo muito vocês.

Agradeço aos meus amigos de tantos anos e momentos que desabafei e encontrei um porto seguro: Rebecca França, Carlyson Sampaio e Rosângela. Meus amores.

Agradeço a família PRH28 que estiveram comigo nos congressos, trabalhos, cursos, agregando conhecimento e muito carinho.

Agradeço ao Prof. Msc. Paulo Estevão pelo seu inestimável carinho e conhecimento que contribuíram para a execução deste trabalho.

Agradeço a Dafne Luana Ramos pela sua amizade e principalmente pelo seu companheirismo que nunca esquecerei, amiga de todos momentos, dias e horas. Agradeço as amigas Msc. Léa Zaidan, Msc. Sibéria, Dra. Suzana, Dra. Yanaque se tornaram lindas amigas nessa jornada de trabalho. Adoro muito as três.

Agradeço a Bruno Santos por ter compartilhado comigo sua amizade, conhecimento, objetivos para uma vida profissional e força de vontade para seguir em frente.

Agradeço aos amigos do mestrado Josivan Pedro, Carlos Eduardo, Cinthia, Bruno, Inaldo, Kassandra, Rose, Julia Barbosa, Bernardo Cirne e Rafael Moreno que estiveram juntos comigo nas disciplinas. Em especial ao amigo Isaque Alves e Danilo Emídio.

Agradeço a todos os professores desta instituição que contribuíram para meu desenvolvimento profissional, em especial aos professores participantes da pré-banca e banca: Prof. Dr. Luciano Almeida; Prof. Dr. José Marcos da UFPE e Dr. Eng. João Rui. Agradeço a ANP/PRH/28 pela contribuição financeira. E a minha ilustríssima coordenadora do PRH/28 Profa. Dra. Celmy Barbosa pelo carinho, apoio e competência que admiro muito. Linda.

Por fim, agradeço a todos que recebi palavras de carinho, votos de confiança e sorrisos sinceros.

RESUMO

Foram realizadas medidas de fração volumétrica do catalisador por meio da técnica de transmissão de radiação- γ , para validar experimentalmente a simulação, com o uso da Fluidodinâmica Computacional (CFD) e o modelo matemático que correlaciona a taxa de circulação do catalisador no *riser* de uma Unidade Piloto a Frio (UPF) tipo Craqueamento Catalítico Fluido (FCC - *FluidCatalyticCracking*). As altas temperaturas e as grossas paredes de aço que compõem as unidades de Craqueamento Catalítico Fluido (*FluidCatalyticCracking* - FCC), além de altas taxas de erosão do escoamento, dificultam uma avaliação precisa de importantes parâmetros fluidodinâmicos como as taxas de circulação e perfis de distribuição axial e radial das fases em escoamento. Uma das estratégias adotadas na observação de fenômenos fluidodinâmicos para solução desses problemas tem sido a utilização de unidades piloto a frio, como a que foi elaborada e instalada no Departamento de Energia Nuclear da UFPE, para o desenvolvimento de técnicas de medidas não intrusivas, adequadas para informações precisas sobre o escoamento no *riser*. Uma análise das equações que modelam a entrada do catalisador no *riser*, importante parâmetro para o banco de dados de aplicação da CFD, mostrou que a taxa de circulação do catalisador é essencial à simulação do processo. Um conjunto de fonte e detector de radiação- γ [fonte Am-241/detector de NaI(Tl)], posicionados diametralmente opostos em determinada altura no *riser*, permitiu a obtenção de medidas da atenuação do feixe de radiação pelo catalisador em escoamento. A comparação entre os perfis de fração volumétrica obtidos experimentalmente e por simulação apresentou convergência entre os mesmos e demonstrou que a determinação da taxa de circulação do catalisador e a utilização de métodos não intrusivos são essenciais à estimativa precisa das condições de operação em um *riser*.

Palavras-chave: Unidade piloto a frio, Leito fluidizado circulante, Atenuação- γ , Fluidodinâmica Computacional, *Riser*.

ABSTRACT

Measurements were made of the volume fraction of the catalyst through the technique of transmission γ radiation to experimentally validate the simulation in Computational Fluid Dynamics (CFD) and mathematical model that correlates the rate of movement of the catalyst in the riser of a Pilot Unit at cold (UPF) type Fluid Catalytic Cracking (FCC - Fluid Catalytic Cracking). The high temperatures and thick steel walls that make up the units of Fluid Catalytic Cracking (Fluid Catalytic Cracking - FCC), and high rates of erosion runoff hinder a precise evaluation of important parameters such as fluid dynamic flow rates and profiles axial and radial distribution of the phases in the flow. One of the strategies adopted in observing phenomena of fluid dynamics to solving these problems has been the use of pilot plants to cold, as it was designed and installed at the Department of Nuclear Energy UFPE, for the development of non-intrusive measurement techniques suitable for accurate information about the flow in the riser. An examination of equations that model the inlet of the catalyst in the riser, an important parameter for the database of applying CFD, showed that the rate of circulation of catalyst is essential to the process simulation. A set of source and detector γ -radiation [source Am-241/detector NaI (Tl)], positioned diametrically opposite at some point in the riser, allowed to obtain measurements of the attenuation of the radiation beam on the catalyst flow. The comparison between the volume fraction profiles obtained experimentally and by simulation showed convergence between them, and showed that determination of the rate of circulation of the catalyst and the use of non-intrusive methods are essential to accurate estimate of the operating conditions on a riser.

Keywords: Cold flow pilot unit, Circulating fluidized-bed, Gamma attenuation, Computational Fluid Dynamics, *Riser*.

LISTA DE TABELAS/QUADROS

- Quadro 2.1 – Classificação de pós por Geldart (1973)
- Tabela 3.1 - Valores das constantes empíricas do modelo k- ϵ padrão
- Tabela 4.1- Valores codificados e normais dos fatores para o DCCR utilizado
- Tabela 4.2 - Matriz experimental para os resultados do DCCR utilizado
- Tabela 4.3 - Dados de ANOVA para o modelo de previsão* da velocidade do catalisador (Y_1)
- Tabela 4.4 - Dados de ANOVA para o modelo de previsão da velocidade do ar no *riser*(Y_2)
- Tabela 4.5 - Dados de ANOVA para o modelo de previsão* da queda de pressão no *riser*(Y_3)
- Tabela 4.6 - Modelos de previsão para as variáveis respostas
- Tabela A1 - Dados experimentais para estimativa da massa específica de catalisador na coluna de retorno de UPF
- Tabela A2 - Dados experimentais para cálculos da velocidade média do catalisador na coluna de retorno da UPF
- Tabela A3 - Condições experimentais utilizadas para medidas da fração volumétrica do catalisador no *riser* da UPF

LISTA DE FIGURAS

- Figura 2.1 - Sistemas bicomponentes gás-sólido
- Figura 2.2 - Porosidade em função da velocidade do fluido
- Figura 2.3 - Variação de pressão em função do Reynolds me um leito fluidizado
- Figura 2.4 - Diferentes tipos de distribuidor
- Figura 2.5 - Volume hidrodinâmico de uma partícula
- Figura 2.6 - Classificação de pós
- Figura 2.7 - Aplicação de leito fluidizado no resfriamento de sólidos
- Figura 2.8 - Unidade de craqueamento catalítico fluido
- Figura 2.9 - Diagrama de Leito Fluidizado Circulante
- Figura 2.10 - Modelo experimental a frio: a) esquema; b) vista com aparelhagem de medidas
- Figura 3.1 - Esquema com componentes do sistema envolvendo a UPF
- Figura 3.2 - Vista parcial da câmara de flash no topo do *riser* da UPF
- Figura 3.3 - Filtro de cartucho localizado no topo do *riser* da UPF
- Figura 3.4 – Alimentador de sólidos da UPF
- Figura 3.5 - Esquema com componentes da estrutura de sustentação da UPF
- Figura 3.6 - Esquema com disposição dos componentes do sistema de produção e tratamento de ar comprimido
- Figura 3.7 – Esquema ilustrativo da seção de entrada de sólidos num *riser*
- Figura 3.8 – Esquema com indicações de parâmetros utilizadas na estimativa da taxa de circulação média de catalisador na coluna de retorno da UPF
- Figura 3.9 - Arranjo experimental utilizado nas medidas de atenuação de radiação- γ no *riser* da UPF
- Figura 3.10 - Malha estruturada(a), não estruturada(b)e híbrida(c)
- Figura 4.1 - Perfil radial de fração volumétrica do catalisador no *riser*da UPF
- Figura 4.2 - Perfis axiais dos *Slips* (U_g/U_s) a diferentes alturas no *riser* da UPF
- Figura 4.3 - Perfil de distribuição radial da fração volumétrica do catalisador a 0,58 m da base do *riser* da UPF
- Figura 4.4 - Comportamentos simultâneos simulados e experimental da fração volumétrica do catalisador no *riser* da UPF
- Figura 4.5 - Diagramas de Pareto para: (a) velocidade do ar comprimido; (b) velocidade

do catalisador e; (c) queda de pressão no *riser*

Figura 4.6 - Curvas de nível para: (a) velocidade do ar; (b) velocidade do catalisador e; (c) queda de pressão no *riser*

Figura 4.7 - Superfícies de respostas obtidas com a aplicação do DCCR ao *riser* da UPF: (a) velocidade do catalisador; (b) velocidade do ar; (c) queda de pressão

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

Am-241 – Amerício/241

ANOVA - Análise de Variância

CFB - *CirculatingFluidizedBed*

CFD - Dinâmica de fluidos computacional

CTG - Centro de Tecnologia e Geociências

DCCR - Delineamento Composto Central Rotacional

DEN - Departamento de Energia Nuclear

FCC – Craqueamento Catalítico Fluido

MEF – Modelo Experimental a Frio

MSR - Metodologia de Superfície de Resposta

NaI(Tl) – Sódio/Iodo/ Tálcio

PC's - Computadores Pessoais

PVC –Policloreto de Vinila

UFPE – Universidade Federal de Pernambuco

UPF - Unidades Piloto a Frio

LISTA DE LETRAS E SÍMBOLOS GREGOS

A = área da seção reta do tubo, m^2

Ar = número de Arquimedes

C_D = coeficiente de arraste

D_i = diâmetro interno do *riser*, m

d_p = diâmetro médio das partículas, m

D_p = Diâmetro da partícula, m

d_{pmin} , d_{pmax} = diâmetros mínimo e máximo das partículas sólidas, m

F = valores da constante de Fisher-Snadecor

F_a = força de arraste

f_i = fração de massa

F_r = número adimensional de Froude

\dot{G}_p = fluxo mássico de catalisador, $kg/m^2.s$

g = aceleração da gravidade, m/s^2

Δh = distancia entre os dois medidores de pressão, m

I_v e I_f = intensidades da radiação gama no tubo vazio e com fluxo de catalisador, respectivamente

L = altura do leito expandido, m

L = comprimento do *riser*, m

L_{mf} = altura do leito expandido na condição de mínima fluidização, m

p = níveis de confiança

ΔP = queda de pressão do fluido através do leito, N/m^2

ΔP_{riser} = queda de pressão no *riser*, N/m^2

ΔP_{Ac} = queda de pressão produzida pela aceleração de sólidos, N/m^2

ΔP_{fg} = queda de pressão produzida pelo atrito do fluido, N/m^2

ΔP_{fs} = queda de pressão produzida pelo atrito do sólido, N/m^2

ΔP_{Es} = queda de pressão produzida por efeito da gravidade sobre a coluna de sólidos, N/m^2

Re_{pmf} = número de Reynolds da partícula na condição de mínima fluidização

u_{mb} = velocidade borbulhante mínima
 u_{mf} = velocidade de mínima fluidização
 u_t = velocidade terminal, m/s
 U_p = velocidade do catalisador, m/s
 V = Volume de fluido, m³
 V_g = Velocidade do Gás, m/s
 V_s = Velocidade do Sólido, m/s
 V_t = Volume total do leito, m³
 x_i = média aritmética de peneiras adjacentes
 x_p = diâmetro da peneira, m
 x_v = diâmetro volumétrico, m
 X_1 = vazão volumétrica do ar comprimido, m³/h
 X_2 = vazão mássica do catalisador, kg/s
 Y_1 = velocidade do catalisador, m/s
 Y_2 = velocidade do gás, m/s
 Y_3 = pressão nas extremidades do *riser*, N/m²
 z_f = altura final da coluna de retorno, m
 z_i = altura inicial da coluna de retorno, m
 Δz = deslocamento da superfície livre da coluna de catalisador, m
 α_p = coeficiente de absorção mássico, m²/kg
 ε = fração volumétrica do gás
 ε_p = fração volumétrica do catalisador
 ε = Porosidade
 ε_{mf} = Porosidade de mínima fluidização
 ρ = massa específica, kg/m³
 ρ_B = massa específica do leito, kg/m³
 ρ_f = massa específica do fluido, kg/m³
 ρ_p = massa específica do catalisador, kg/m³
 ρ_{skl} = massa específica verdadeira, absoluta ou esquelética, kg/m³

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
2	FUNDAMENTAÇÃO	20
2.1	LEITOS FLUIDIZADOS.....	20
2.1.1	Sistemas Particulados	20
2.1.2	Leito Fluidizado e Suas Características Básicas	21
2.1.3	Velocidade de Mínima Fluidização, Velocidade Terminal e Queda de Pressão em Leitos Fluidizados	27
2.1.4	Tipo de Fluidização	30
2.1.5	Características das Partículas	32
2.1.6	Aplicações de Leitos Fluidizados	37
2.2	LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE.....	39
2.3	FCC	40
2.4	<i>RISER DE FCC</i>	41
2.5	MODELOS A FRIO.....	42
2.5.1	Princípios Básicos	42
2.6	MODELOS MATEMÁTICOS UNIDIMENSIONAIS.....	44
2.7	FLUIDODINÂMICA EM RISER.....	45
3	MATERIAL E MÉTODOS	47
3.1	PRELIMINARES.....	47
3.2	UNIDADE PILOTO A FRIO.....	48
3.3	SISTEMA DE INSTRUMENTAÇÃO DE OPERAÇÃO DA UPF.....	55
3.4	MODELO MATEMÁTICO DE PREVISÃO PARA A VELOCIDADE INICIAL DO CATALISADOR.....	56
3.5	ESTIMATIVAS DO FLUXO DE CATALISADOR NA COLUNA DE RETORNO.....	61
3.6	MEDIDAS DA CONCENTRAÇÃO VOLUMÉTRICA DO CATALISADOR NO <i>RISER</i>	63
3.7	CONCENTRAÇÃO VOLUMÉTRICA DO CATALISADOR UTILIZANDO ATENUAÇÃO- γ	65
3.8	MODELAGEM MATEMÁTICA.....	66
3.8.1	Equações Governantes	66

3.8.2	CFD	67
3.8.3	Processo de Modelagem	68
3.8.4	Geração de Geometria	69
3.8.5	Geração de Malha	69
3.8.6	Pré-processamento	70
3.8.7	Pós-processamento	70
3.8.8	Modelos de Turbulência κ-ϵ	71
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	73
4.1	VALIDAÇÃO EXPERIMENTAL DO MODELO DE SIMULAÇÃO EM CFD DO <i>RISER</i>	73
4.2	PREVISÃO DE COMPORTAMENTO DA FLUIDODINÂMICA DO <i>RISER</i>	77
5	CONCLUSÃO E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	85
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	86
	APÊNDICE A	93
	APÊNDICE B	94

1 INTRODUÇÃO

Por causa das dificuldades no projeto, operação e controle de plantas que processam sólidos particulados, torna-se necessário a procura por técnicas que auxiliem na solução desses problemas. Uma das ferramentas que vem ganhando a adoção de muitos pesquisadores na área de fluidização e transporte de sólidos é a utilização de modelos experimental a frio (KNOWLTON, 2000). Esse tipo de estrutura permite a simulação do escoamento de suspensões gás-líquido, gás-sólido, líquido-sólido e gás-líquido-sólido, correspondentes a trechos de escoamento de plantas comerciais operando a temperatura ambiente.

Um exemplo importante de aplicação para modelos a frio relativa a leito fluidizado circulante (*Circulating Fluidized Bed - CFB*) tem sido a realização de estudos sobre a fluidodinâmica do escoamento gás-sólido, para simular a fluidodinâmica em *risers* de processos semelhantes ao de craqueamento catalítico fluido (KIM; TACHINO; TSUTSUMI, 2008; MATHIESEN; SOLDBER; HJERTSGER, 2000; PUCHYR, 1998; STEMERDING, 1962; WANG, 2005). Contudo, a própria estratégia de concepção de um modelo a frio passa necessariamente por etapas, uma vez que o escoamento gás sólido em fase diluída, regime de fluxo característico em *risers* de CFB's, ainda não possuem suas características fluidodinâmicas totalmente dominadas pelos pesquisadores dessa área (RABINOVICH; KALMAN, 2011).

Unidades Piloto a Frio (UPF) podem ser usadas para simular e resolver problemas ligados à fluidodinâmica fluido-sólido em uma unidade a quente. São também relativamente baratas e demandam pouco tempo para construção (KNOWLTON, 2000). Pela própria condição de operação, em temperatura ambiente, um modelo a frio pode ser confeccionado em material transparente, importante característica para a estrutura fim, uma vez que permite a observação de como os sólidos escoam ou encontram regiões de estagnação, propiciando um entendimento melhor das causas dos possíveis problemas em estudo.

Uma UPF de FCC é basicamente um leito fluidizado circulante (CFB), composto de um *riser*, um sistema de separação gás-sólido, uma coluna de retorno, um transportador para controle do fluxo de sólidos e um selo de sólidos para evitar variações de fluxo. Além de servir para observações de fenômenos fluidodinâmicos bi- e trifásicos, essa ferramenta de estudos serve para a realização de testes de aplicações de

técnicas de medidas de parâmetros fluidodinâmicos, para obtenção de informações sobre perfis de concentração e velocidade do catalisador nas várias seções de escoamento. É uma excelente ferramenta para validação experimental de modelos matemáticos fluidodinâmico de *risers*, ciclones e colunas de retorno (SANTOS; DANTAS, 2004).

Em um reator *riser* o processo é tipicamente de fluxo turbulento e multifásico com reação e compreende numerosos e complexos subprocessos mútuos, tais como reação de craqueamento, transferência de momento, transferência de calor e transferência de massa, os quais são conhecidos por serem inter-relacionados. Na última década, com o desenvolvimento de hardware e técnicas computacionais, dinâmica de fluidos computacional (CFD) está se tornando amplamente utilizada para simular muitos processos na indústria química. A modelagem CFD de reatores *riser* de FCC tem sido realizada por diversos autores e relatados na literatura aberta (GAO *et al.*, 2009; NAYAK *et al.*, 2005; THEOLOGOS; MARKATOS, 1993).

As técnicas nucleares são solicitadas na investigação do processo de refino de petróleo por utilizar métodos não invasivos. Pode-se associar a tomografia de emissão com a tomografia de transmissão gama, gerando informações que permitem interpretar o processo de FCC utilizando sistema tomográfico mais simples (DUDUKOVIC, 2007) evitando o “luxo instrumental” (MUDDE; BRUNEAU; VANDERHAGEN, 2005), ao custo de maior compreensão da fluidodinâmica, que é a estratégia proposta com a UPF – Unidade Piloto Frio, Instalada no Departamento de Energia Nuclear da UFPE.

Neste trabalho, foi elaborada uma estratégia para a validação de modelos de simulação da fluidodinâmica em *riser* de FCC de uma Unidade de Piloto Frio (UPF). No *riser* dessa UPF o escoamento é obtido pela passagem ascendente e em regime de transporte diluído de sólidos, por uma suspensão de catalisador de craqueamento e ar comprimido. A estratégia foi obter a taxa de circulação de sólidos em um dado trecho de escoamento bem comportado da UPF (coluna de retorno) e, posteriormente, utilizar técnica nuclear de transmissão gama para validar experimentalmente modelos fluidodinâmicos de simulação por comparação de valores simulados aos valores obtidos experimentalmente.

2 FUNDAMENTAÇÃO

2.1 LEITOS FLUIDIZADOS

2.1.1 Sistemas Particulados

No escoamento de um fluido através de um meio permeável, pode ser que o meio seja descontínuo e que pertença, ou não, à mesma substância. Embora muito utilizado, o termo escoamento bifásico é incorreto para o caso de duas substâncias distintas. O termo escoamento bicomponente deve ser utilizado para ambos os casos. Entretanto, os modelos matemáticos que descrevem escoamentos bifásico e bicomponente sejam essencialmente os mesmos (SISSON; PITTS, 1979).

Os processos em Engenharia que utilizam escoamentos multicomponentes são inúmeros: refrigeração, alimentos, craqueamento catalítico fluido (*FCC*). Um estudo deste fenômeno enquadra-se logicamente em três categorias (Figura 2.1):

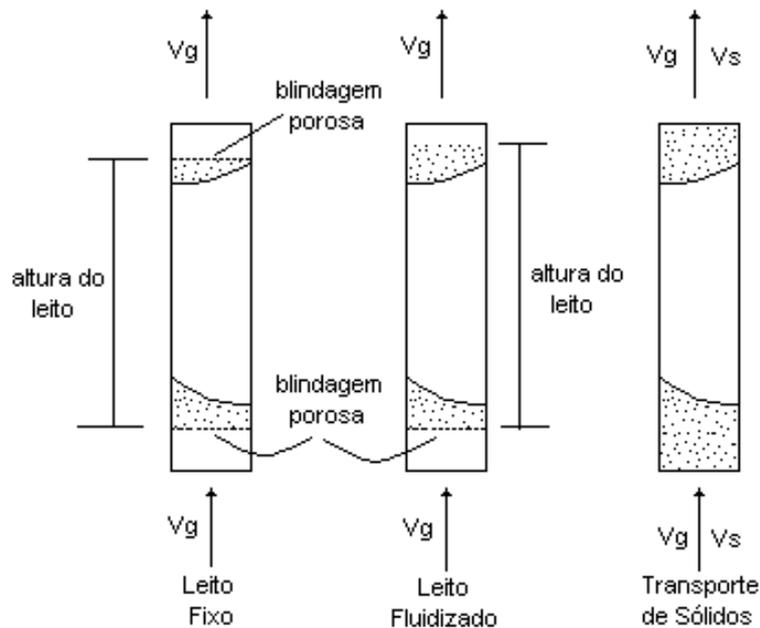


Figura 2.1 – Sistemas bicomponentes gás-sólido

- i) Leito fixo – as partículas sólidas permanecem fixas (regime batelada), retidas entre blindagens porosas, enquanto o fluido passa continuamente através do leito.

- ii) Leito fluidizado – as partículas sólidas estão livres no topo do leito, o qual expande-se à medida que a velocidade aumenta. Neste caso não existe nenhum escoamento total de sólidos (sólidos em batelada).
- iii) Transporte de sólidos – ocorre escoamento tanto dos sólidos como da fase fluida. Neste caso a velocidade relativa entre sólido e fluido torna-se importante e deve ser objeto de uma análise cuidadosa.

Utiliza-se um leito fluidizado quando se faz necessário um contato mais uniforme e íntimo entre sólido e fluido. No caso do uso do transporte de sólidos, o qual pode ainda ser em fase densa ou em fase diluída, há necessidade adicional de um tempo de contato relativamente curto entre as fases como é o caso dos reatores de *FCC (Risers)*.

Nestas notas, a intenção é introduzir conceitos básicos do escoamento de bicomponentes, necessários à descrição da fluidodinâmica de um *riser* de um modelo a frio de uma unidade piloto de *FCC*. Nesse componente do modelo, tem-se escoamento gás-sólido em regime de transporte de sólidos em fase diluída, o qual poderá ser bem compreendido a partir de uma análise do comportamento de um sistema bicomponente com o aumento da velocidade do fluido.

2.1.2 Leito Fluidizado e Suas Características Básicas

Podemos definir a porosidade ou fração de vazios de um leito gás-sólido como a relação entre o volume de fluido e o volume total do leito. Matematicamente,

$$\varepsilon = \frac{V}{V_t} = \frac{V_t - V_s}{V_t} = 1 - \frac{V_s}{V_t} = 1 - \varepsilon_p \quad (2.1)$$

sendo:

ε : fração de vazios de um leito gás-sólido ou porosidade, -

ε_p : fração volumétrica de sólidos ou porosidade de sólidos, -

V : volume de fluido, m^3

V_t : volume total do leito; m^3

V_s : volume de sólidos, m^3

O comportamento da porosidade com o aumento da velocidade do fluido é ilustrado pela Figura 2.2.

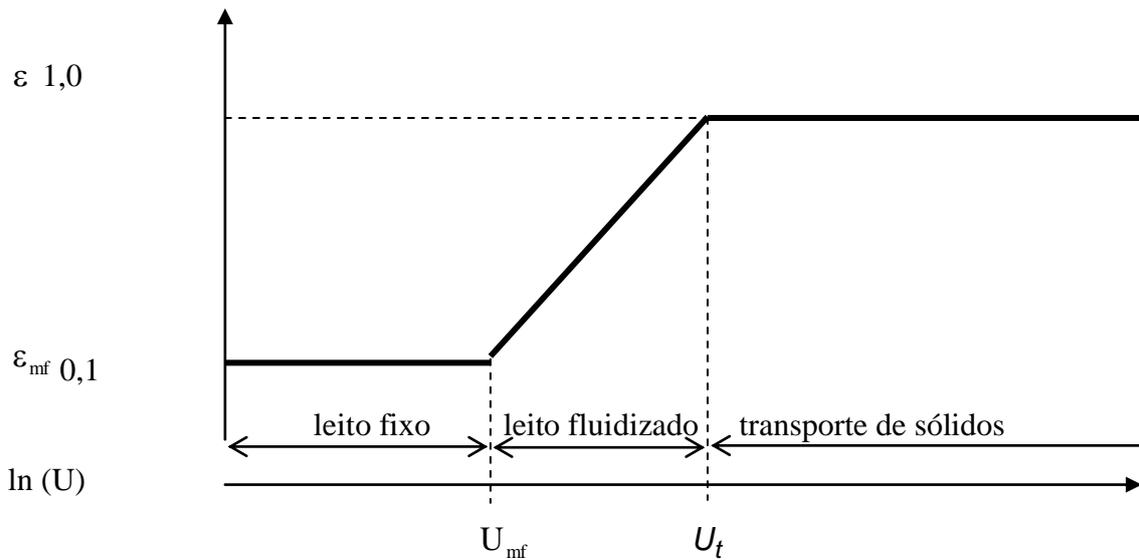


Figura 2.2 – Porosidade em função da velocidade do fluido

Inicialmente os sólidos estão todos agrupados em leito fixo e, por uma considerável faixa aumenta-se a velocidade do fluido sem alteração do tipo de leito. Quando as partículas começam a alterar suas posições, umas em relações às outras, estima-se ter chagado à velocidade onde aproxima-se o estado de fluidização incipiente para o leito – a velocidade de mínima fluidização, u_{mf} .

A porosidade de mínima fluidização (ϵ_{mf}) depende da forma e tamanho das partículas (granulometria) e geralmente diminui com o aumento do diâmetro das mesmas. Pode ser calculada pela seguinte correlação empírica numa certa faixa de diâmetro de partícula ($50 < d_p < 500$):

$$\epsilon_{mf} = 1 - 0,356 \cdot (\log(d_p) - 1) \quad (2.2)$$

A porosidade de mínima fluidização é aproximadamente a porosidade de leito fixo e, até que o estado de fluidização seja totalmente estabelecido, esta porosidade

permanece constante. A velocidade de mínima fluidização pode ser estimada de acordo com Strumillo e Kudra (1986) por:

$$u_{mf} = \frac{Re_{pmf} \cdot \mu}{\rho_p \cdot d_p} \quad (2.3)$$

Com:

$$d_p = \sqrt{d_{pmin} \cdot d_{pmax}} \quad (2.4)$$

$$Re_{pmf} = [(33,7)^2 + 0,0408 \cdot Ar]^{0,5} - 33,7 \quad (2.5)$$

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \quad (2.6)$$

Sendo:

Ar : número de Arquimedes

d_{pmin}, d_{pmax} : diâmetros mínimo e máximo das partículas sólidas, m

d_p : diâmetro médio das partículas, m

g : aceleração gravitacional, m/s^2

Re_{pmf} : número de Reynolds da partícula na condição de mínima fluidização

ρ : massa específica, kg/m^3

ρ_p : massa específica dos sólidos, kg/m^3

μ : viscosidade, $kg/(m \cdot s)$

Ao ultrapassar a velocidade de mínima fluidização, o leito expande-se com o aumento da velocidade e as partículas vão se afastando uma das outras, com um aumento progressivo da porosidade. Quando a velocidade do fluido alcança à velocidade terminal dos sólidos a porosidade tem valor que pode aproximar-se da unidade. A partir da velocidade terminal inicia-se o transporte pneumático (por um gás)

ou hidráulico (por um líquido) dos sólidos. Uma expressão para a velocidade terminal também foi proposta por Strumillo e Kudra (1986):

$$u_t = \frac{Re_t \cdot \mu}{d_p \cdot \rho} \quad (2.7)$$

Com:

$$\frac{1}{Re_t} = \frac{21.35}{\ln\left(\frac{\psi}{0.065}\right)} \cdot \frac{1}{Ar} + \sqrt{\frac{2.78 - 2.556 \cdot \psi}{Ar}} \quad (2.8)$$

Sendo:

Re_t : número de Reynolds no estado terminal

Neste caso o número de Arquimedes deve ser preferencialmente calculado para as partículas com maiores possibilidades de serem elutriadas do leito, as partículas com diâmetro mínimo:

$$Ar = \frac{(\overline{D_p})^3 \cdot \rho \cdot (\rho_p - \rho) \cdot g}{\mu^2} \quad (2.9)$$

Sendo:

g : aceleração gravitacional, m/s^2

$\overline{D_p}$: diâmetro médio das partículas, m

A estimativa da porosidade em um leito fluidizado também sugerida por Strumillo e Kudra (1986), os quais apresentam a equação de Todes:

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot Re_p + 0,36 \cdot (Re_p)^2}{Ar} \right)^{0,21} \quad (2.10)$$

Sendo:

Re_p : número de Reynolds da partícula

E as alturas do leito expandido, L , e na condição de mínima fluidização, L_{mf} , podem ser correlacionadas como:

$$L_{mf} = \frac{L \cdot (1 - \varepsilon)}{1 - \varepsilon_{mf}} \quad (2.11)$$

Um gráfico de queda de pressão em função do número de Reynolds é apresentado pela Figura 2.3:

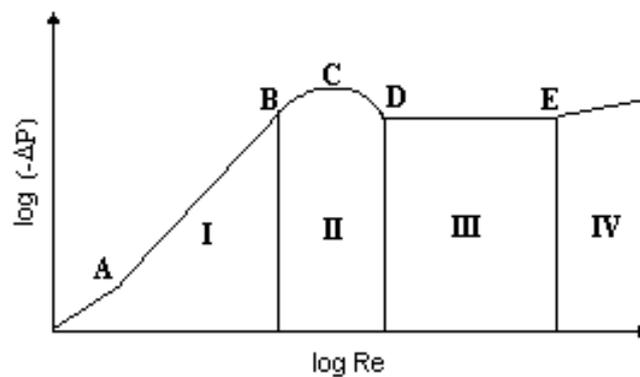


Figura 2.3 - Variação de pressão em função do Número de Reynolds em um leito fluidizado

Observa-se na Figura 2.3:

Intervalo AB: Leito fixo ou estático (Região I); regime quase sempre laminar ($Re < 10$).

Ponto B: A perda de carga é igual ao peso dos sólidos; leito "calmo ou tranquilo"; características de um fluido (observa-se fluidez no leito); ponto no qual as partículas mudam de posição rearranjando-se.

Ponto C: Ponto de mínima fluidização; pouco contato entre as partículas; equilíbrio entre perda de carga e empuxo com o peso aparente; suspensão inicial com apoio intraparticular.

Intervalo CD: Movimento desordenado das partículas com frequentes choques, devido ao aumento de porosidade e menor perda de carga.

Região II: Leito fluidizado em expansão.

Ponto D: Perda de carga começa a ficar constante (não há contato intraparticular).

Intervalo DE: Aumento da agitação à perda de carga constante (Região III); leito em "Ebulição" ou fluidização em batelada.

Além de E: Arraste das partículas (Região IV); transporte de partículas com fluidização contínua ou em fase diluída.

Na análise do ponto de mínima fluidização vê-se que:

“Empuxo + Força arrasto = Peso” que é o equilíbrio de forças. Ou seja,

$$\text{Peso} = m_s \cdot g = V \rho_s (1 - \varepsilon) \frac{g}{g_c} \quad (2.12)$$

$$\text{Empuxo} = m_g g = V \rho_g (1 - \varepsilon) \frac{g}{g_c} \quad (2.13)$$

Dai:

$$F_a = V(\rho_p - \rho)(1 - \varepsilon) \frac{g}{g_c} = LA(\rho_p - \rho)(1 - \varepsilon) \frac{g}{g_c}$$

Dividindo ambos os lados pela área do leito,

$$\frac{F_a}{A} = \Delta P = \frac{LA(\rho_p - \rho)(1 - \varepsilon)g}{A}$$

chega-se a:

$$\Delta P = L(\rho_p - \rho)(1 - \varepsilon) \frac{g}{g_c} \quad (2.14)$$

A Equação (2.14) denomina-se de equação clássica da fluidização ou equação do ponto mínimo.

Sendo:

ΔP : queda de pressão do fluido através do leito, N/m^2

L: altura do leito; mA : área do leito; m^2F_a : força de arrasteg_c: fator de conversão

Além disso:

- Para $\rho_s \cong \rho$, quando a densidade do sólido é constante em qualquer velocidade, a fase densa possui características de um fluido. Nesse caso, existe a formação de microbolhas. Isso acontece geralmente em fluidização com líquidos. Esse caso é conhecido como fluidização particulada ou homogênea.

- Para $\rho_s \gg \rho$, quando a fluidez é irregular devido à coalescência de bolhas, denominado "*Slugging*". Isso acontece quando temos grandes partículas e alta velocidade de um gás ou partículas muito pequenas e um gás. Esse efeito depende muito da altura e do diâmetro do leito. Esse caso é conhecido como fluidização agregativa ou heterogênea.

Deve-se lembrar que o leito expande-se mais, a medida em que a velocidade superficial aumenta. Uma vez que a perda de carga total permanece constante, a queda de pressão por unidade de volume diminui quando a porosidade aumenta. Isso pode ser observado pela equação clássica (2.14).

2.1.3 Velocidade de Mínima Fluidização, Velocidade Terminal e Queda de Pressão em Leitos Fluidizados

A fluidização ocorre quando as forças do gás que passa para cima, através do leito de sólidos igualam-se ao peso dos sólidos. Neste caso, o produto da queda de pressão pela área da seção transversal do leito, iguala-se ao produto do volume do leito pela fração volumétrica de sólidos e pelo peso específico dos sólidos suspensos no gás, resultando na Equação 2.15 (KUNNI; LEVENSPIEL, 1991):

$$\Delta p \cdot A_t = W = A_t \cdot L_{mf} (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_p - \rho) \frac{g}{g_c} \quad (2.15)$$

Sendo:

W: trabalho, J

L_{mf} = altura do leito expandido na condição de mínima fluidização, $m\epsilon_{mf}$ = porosidade de mínima fluidização

Num leito fluidizado, em condições iniciais de fluidização (ϵ_{mf}), a porosidade assemelha-se a porosidade na condição de leito compactado. Dessa forma pode-se estimar a porosidade de mínima fluidização através da porosidade de leito compactado, isto é, a porosidade de mínima fluidização pode ser estimada de forma bastante simples.

Em geral, a velocidade de mínima fluidização pode ser estimada pela seguinte expressão quadrática (KUNNI; LEVENSPIEL, 1991):

$$\frac{1,75}{\phi^3 \epsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho^2}{\mu} \right) + \left(\frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\phi^2 \epsilon_{mf}^3} \right) \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \quad (2.16)$$

Contudo, para pequenas partículas de baixo peso específico tem-se:

$$u_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2}{150} \frac{\rho_p - \rho}{\mu} g \left(\frac{\epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_{mf}} \right) \quad Re_p < 20 \quad (2.17)$$

Para partículas grandes:

$$u_{mf}^2 = \frac{\phi d_p}{1,75} \frac{\rho_p - \rho}{\rho} g \epsilon_{mf}^3 \quad Re_p > 1000 \quad (2.18)$$

Quando a esfericidade da partícula e/ou a porosidade de mínima fluidização é conhecida, existe a seguinte sugestão de cálculos (WEN; YU, 1966):

- Estimam-se algumas das características do sistema através de:

$$\frac{1}{\phi \epsilon_{mf}^3} \cong 14 \quad \frac{1 - \epsilon_{mf}}{\phi^2 \epsilon_{mf}^3} \cong 11$$

- Testam-se os valores dos parâmetros estimados para uma grande faixa do número de Reynolds,

$$\frac{d_p u_{mf} \rho}{\mu} = \left[(33,7)^2 + 0,0408 \frac{d_p^2 \rho (\rho_p - \rho) \cdot g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33,7 \quad (2.19)$$

ou para partículas pequenas,

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho) g}{1650 \mu} \quad \text{Re}_p < 20 \quad (2.20)$$

e para partículas grandes

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p (\rho_p - \rho) g}{24,5 \rho} \quad \text{Re}_p > 1000 \quad (2.21)$$

A velocidade do gás que flui através de um leito de sólidos, para caracterizar um leito fluidizado é limitada pela condição de elutriação de partículas no leito. A velocidade a partir da qual as partículas são arrastadas para fora do leito define-se como velocidade terminal, a qual também pode ser entendida como a velocidade com que a partícula move-se em queda livre em um gás estagnado. Da mecânica dos fluidos tem-se (KUNNI; LEVENSPIEL, 1991):

$$u_t = \left[\frac{4gd_p(\rho_p - \rho)}{3\rho C_d} \right]^{1/2} \quad (2.22)$$

em que C_d é denominada de coeficiente de arraste.

Para partículas consideradas esféricas:

$$C_{d,esférica} = \frac{24}{\text{Re}_p} \quad \text{Re}_p < 24 \quad (2.23)$$

$$C_{d,esférica} = \frac{10}{\text{Re}_p^{1/2}} \quad 0,4 < \text{Re}_p < 500 \quad (2.24)$$

$$C_{d,esférica} = 0,43 \quad 500 < \text{Re}_p < 200000 \quad (2.25)$$

Tais expressões podem ser introduzidas na Equação 2.22 e obtêm-se expressões para diferentes faixas do número de Reynolds sem a necessidade de determinação experimental do coeficiente de arraste.

2.1.4 Tipos de Fluidização

Existem dois critérios para diagnosticar o tipo de fluidização obtida (KUNNI; LEVENSPIEL, 1991):

1º Critério: utilizando o número adimensional de Froude, o qual é dado pela razão da energia cinética e a energia gravitacional:

$$Fr = \frac{u^2}{d_p \cdot g} \quad (2.26)$$

Fr > 1: Fluidização Agregativa ou Coesiva ou Heterogênea.

Fr < 1: Fluidização Particulada ou Homogênea.

2º Critério: oferece uma informação mais detalhada através da correlação:

$$Fr_{mf} \cdot Re_{mf} \left(\frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right) \cdot \left(\frac{L_{mf}}{d_t} \right) \quad (2.27)$$

Sendo:

L_{mf} : altura do leito expandido na condição de mínima fluidização, m

ρ_g : massa específica do gás, kg/m³

Cujo valor maior que 100 implica em uma fluidização agregativa, coesiva ou heterogênea. Com valor menor que 100 implica em uma fluidização particulada ou homogênea.

As fluidizações homogênea ou heterogênea ocorrem sempre, sendo que o ideal é quando se tem uma fluidização homogênea, pois não haverá a coalescência de bolhas, evitando gastos energéticos e problemas de baixas eficiências de operação.

O distribuidor é um dispositivo projetado para assegurar que o gás fluidizante sempre seja distribuído uniformemente pela seção transversal do leito. É uma parte crítica do projeto de um sistema de leito fluidizado. Um bom projeto está baseado em alcançar uma queda de pressão que é uma fração suficiente da queda de pressão do leito. As diretrizes para projeto do distribuidor podem ser encontradas em Geldart (1986). Muitos problemas operacionais podem resultar de um projeto de distribuidor inadequado. Alguns tipos de distribuidores comumente usados são mostrados na Figura 2.4.

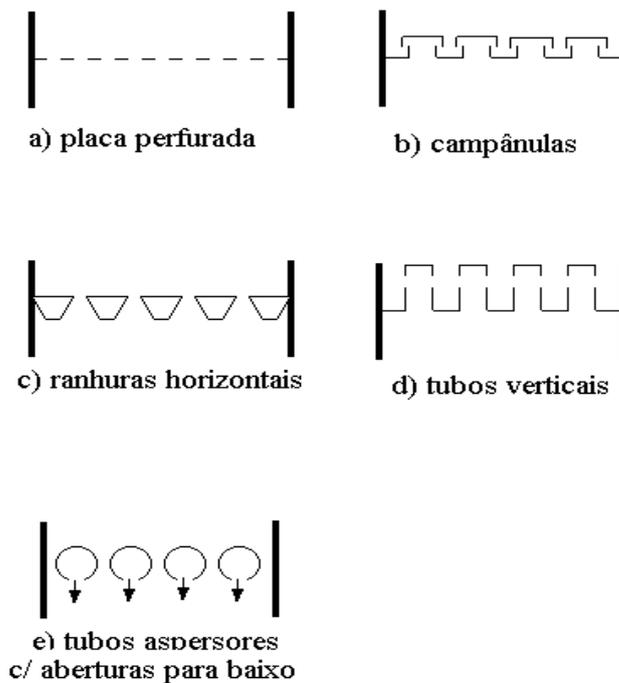


Figura 2.4 – Diferentes tipos de distribuidor

A perda de gás fluidizante conduzirá para um desmoronamento do leito fluidizado. Se o processo envolve a emissão de calor então este calor não será dissipado tão bem do leito estático como seria do leito fluidizado. As consequências disto deveriam ser consideradas na fase de projeto (KUNNI; LEVENSPIEL, 1991).

Todas as partes da unidade de leito fluidizado estão sujeitas a erosão pelas partículas sólidas. Tubos de transferência de calor dentro do leito ou na região de arraste estão particularmente sob risco e a erosão pode deteriorar a tubulação. A erosão do distribuidor pode produzir uma fluidização pobre, e áreas do leito tornam-se desaeradas (KUNNI; LEVENSPIEL, 1991).

A perda de sólidos finos do leito reduz a qualidade de fluidização e reduz a área de contato entre os sólidos e o gás no processo. Em um processo catalítico isto significa mais baixa conversão (KUNNI; LEVENSPIEL, 1991).

Separadores do tipo ciclone são frequentemente usados em leitos fluidizados para separar os sólidos arrastados do fluxo de gás (RHODES, 1998). Um ciclone de gás em operação separando os sólidos do gás à saída de um leito fluidizado circulante. Ciclones instalados dentro do vaso do leito fluidizado devem ser dispostos com uma perna imersa na coluna de fluidização, e lacrados para prevenir a entrada de gás na saída de sólidos. Os sistemas fluidizados podem ter dois ou mais estágios de ciclones em série para melhorar a eficiência de separação. Os ciclones também estão sujeitos à erosão e devem ser projetados para conviver com isto.

Vários dispositivos estão disponíveis para alimentar os sólidos no leito fluidizado. A escolha do dispositivo depende em grande parte da natureza dos sólidos alimentados. Parafusos transportadores, alimentadores por spray e transportadores pneumáticos são usados comumente (RHODES, 1998).

2.1.5 Características das Partículas

A massa específica para uso nas equações de fluidização, também denominada de “bulk” (Geldart, 1990) é definida como a massa de uma partícula dividida por seu volume hidrodinâmico. Este é o volume "visto" pelo fluido em sua interação fluidodinâmica com a partícula é o volume de todos os poros abertos e fechados (veja Figura 2.5).

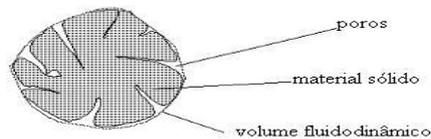


Figura 2.5 - Volume hidrodinâmico de uma partícula

$$\rho_p = \frac{\text{massa da partícula}}{\text{volume fluidodinâmico}} \quad (2.28)$$

Para sólidos não porosos, ela é facilmente medida por um picnômetro de gás ou aparelho de massa específica, mas estes dispositivos não devem ser usados para sólidos porosos, já que eles dão a massa específica verdadeira, absoluta ou esqueletal, ρ_{skl} , do

material do qual a partícula é composta, e isto não é apropriado quando envolve a interação com fluxo de fluido.

$$\rho_{skl} = \frac{\text{massa da partícula}}{\text{volume do material sólido que compõe a partícula}} \quad (2.29)$$

A massa específica do leito, ρ_B é outro termo usado com relação a leitos fluidizados, definida como:

$$\rho_B = \frac{\text{massa de partículas no leito}}{\text{volume ocupado pelas partículas e pelos espaços vazios entre elas}} \quad (2.30)$$

Já foi comentado que o tamanho de partícula mais apropriado para usar em equações relativas a interações de fluido-partícula é o diâmetro fluidodinâmico, isto é, um diâmetro da esfera equivalente, derivado de uma técnica de medida que envolve a interação fluidodinâmica entre a partícula e fluido. Na prática, porém, na maioria das aplicações industriais a medição do tamanho é feita por peneiramento e as correlações usam tanto o diâmetro de peneira, x_p como o diâmetro volumétrico, x_v . Para partículas esféricas ou aproximadamente esféricas equivalem-se. Para partículas angulares, $x_v = 1,13x_p$ (KUNNI; LEVENSPIEL, 1991).

Em fluidização, a partir de uma análise de peneira o tamanho médio do pó é calculado frequentemente de:

$$x_p = \frac{1}{\sum \left(\frac{f_i}{x_i} \right)} \quad (2.31)$$

em que x_i é a média aritmética de peneiras adjacentes entre as quais uma fração de massa f_i é coletada. Isto é a média harmônica da distribuição de massa que é equivalente à média aritmética de uma distribuição de superfície.

Geldart (1973) classificou os pós em quatro grupos de acordo com as suas propriedades e condições ambientes. Essa classificação (Figura 2.6) é amplamente usada em todos os campos da tecnologia de fluidização:

Grupo A - pós que quando fluidizados por ar a condições ambientes, dão uma região de fluidização não-borbulhante quando começa, próxima à u_{mf} , seguida por fluidização borbulhante conforme aumenta a velocidade de fluidização.

Grupo B de pós que dão somente fluidização borbulhante sob quaisquer condições.

Grupo C - pós muito finos, aderentes, que são incapazes de fluidizar no sentido estrito.

Grupo D - partículas grandes que se distinguem por sua habilidade para produzir leitos de jorro profundos.

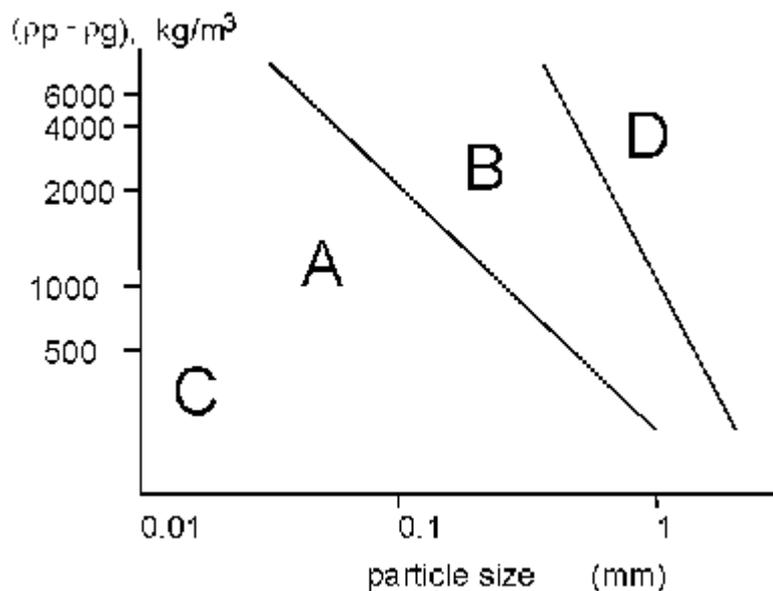


Figura 2.6 – Classificação de pós

As propriedades de fluidização de um pó em ar podem ser previstas, estabelecendo em qual grupo ele está situado. É importante notar que à temperatura operacional e pressões acima da ambiente um pó pode aparecer em um grupo diferente do que ocupa em condições ambientes. Isto é devido ao efeito das propriedades do gás no agrupamento e pode ter implicações sérias até onde a operação do leito fluidizado tem interesse. O Quadro 2.1 apresenta um resumo das propriedades típicas das diferentes classes de pó.

Como a faixa de velocidades de gás acima das quais a fluidização não borbulhante acontece no Grupo A de pós é pequena, a fluidização borbulhante é o tipo mais comumente encontrado em sistemas comerciais fluidizados por gás. A velocidade

superficial de gás na qual as primeiras bolhas aparecem é conhecido como a velocidade borbulhante mínima u_{mb} . Um borbulhamento prematuro pode ser causado por um projeto de distribuidor deficiente ou protuberâncias dentro do leito. Abrahamsen e Geldart (1980) correlacionaram os valores máximos de u_{mb} com as propriedades do gás e das partículas usando a seguinte correlação:

$$u_{mb} = 2,07 \cdot \exp(0,716X|_{<45}) \cdot \left[\frac{x_p \rho_g^{0,06}}{\mu^{0,347}} \right] \quad (2.32)$$

Em que:

$X|_{<45}$ é a fração de pó menor que 45 mm. x_p : diâmetro da peneira, m

Quadro 2.1 – Classificação de pós por Geldart (1973)

Grupo →	Grupo C	Grupo A	Grupo B	Grupo D
Característica mais relevante	Coseivo; de fluidização difícil	Ideal para fluidização Exibe uma faixa de fluidização não-borbulhante	Inicia o borbulhamento a U_{mf}	Sólidos grossos
Sólidos típicos	Farinha de trigo cimento	Cracking catalítico	Areia de construção	Cascalho grãos de café
PROPRIEDADE ▼				
Expansão do leito	Baixa devido a canalização	Alta	Moderada	Baixa
Taxa de de-aeração	Inicialmente rápida, em seguida exponencial	Lenta, linear	Rápida	Rápida
Propriedades das Bolhas	Sem bolhas - só canalização	As bolhas quebram e coalescem; Tamanho de bolha máximo	Sem limites de tamanho	Sem limites de tamanho
Mistura de sólidos	Muito baixo	Alto	Moderado	Baixo
Gas Backmixing	Muito baixo	Alto	Moderado	Baixo
Jorro	Não	Não	Somente na superfície	Sim, mesmo em leitos profundos

Nos pós do **Grupo A** quando $U_{mb} > U_{mf}$ as bolhas estão constantemente se dividindo e coalescendo, e um tamanho de bolha estável máximo é alcançado. Isto traz uma fluidização uniforme de boa qualidade.

Nos pós dos **Grupos B e D**, $U_{mb} = U_{mf}$, as bolhas continuam crescendo em tamanho e nunca alcançam um tamanho máximo. Isto produz uma fluidização de qualidade bastante pobre, pois há grandes flutuações de pressão.

Nos pós do **Grupo C** as forças inter-partículas são grandes comparadas com as forças inerciais nas partículas. Como resultado, as partículas estão impossibilitadas de

alcançar a separação eles exigem ser totalmente suportadas pelas forças de arraste e de empuxo e a verdadeira fluidização não acontece. Bolhas, como tal, não aparecem; ao invés disso o fluxo de gás forma canais através do pó.

Considerando que as partículas não são suportadas completamente pelo gás, a perda de pressão através do leito sempre é menor que o peso aparente do leito por unidade área da seção reta. Por conseguinte, a medida da queda de pressão do leito é um modo de detectar o comportamento deste Grupo C se a observação visual é inconclusiva. A fluidização com este tipo pode ser alcançada com a ajuda de um agitador mecânico ou vibração. Quando o tamanho das bolhas é maior que um terço do diâmetro do equipamento sua velocidade de ascensão é controlada pelo equipamento e elas se tornam bolsas de gás.

O borbulhamento do gás (*Slugging*) é acompanhado por grandes flutuações de pressão, e assim geralmente é evitado em unidades grandes pois pode causar vibração na planta. Se o leito é suficientemente raso é improvável que o *slugging* aconteça a qualquer velocidade. De acordo com Yagi e Muchi (1952), não ocorrerá *slugging* contanto que o critério seja satisfeito. Este critério emprega-se bem para a maioria dos pós. Se o leito é mais profundo que esta altura crítica então o *slugging* acontecerá quando a velocidade do gás excede U_{ms} dado pelas Equações 2.33 e 2.34 (BAEYENS; GELDART, 1974):

$$\frac{H_{mf}}{D} \leq \frac{1,9}{(\rho_p x_p)^{0,3}} \quad (2.33)$$

e

$$U_{ms} = U_{mf} + 0,16 \cdot \left(1,34 \cdot D^{0,175} - H_{mf} \right)^2 + 0,07 \cdot (g \cdot D)^{0,5} \quad (2.34)$$

2.1.6 Aplicações de Leitos Fluidizados

Os leitos fluidizados podem ser aplicados a processos físicos como secagem, mistura, granulação, cobertura, aquecimento e resfriamento. Todos estes processos tiram proveito das excelentes capacidades de mistura do leito fluidizado. A boa mistura de sólidos conduz a boa transferência de calor, uniformidade de temperatura e, conseqüentemente, facilidade de controle do processo. Um das aplicações mais

importantes do leito fluidizado é na secagem de sólidos. Leitos fluidizados atualmente são usados comercialmente para secar tais materiais como minerais esmagados, areia, polímeros, farmacêuticos, fertilizantes e produtos cristalinos. As razões para a popularidade da secagem em leito fluidizado são:

- os secadores são compactos, de construção simples e de custo relativamente baixo;
- a ausência de partes móveis, a exceção dos dispositivos de alimentação e de descarga, conduz a operação segura e de baixa manutenção;
- a eficiência térmica desses secadores é relativamente alta e;
- secadores de leito fluidizado são brandos na manipulação de pós - isto é útil quando lidando com materiais friáveis.

Os leitos fluidizados são usados frequentemente para esfriar sólidos particulados após uma reação (Figura 2.7). Também são usados para recobrir partículas nas indústrias farmacêutica e agrícola. Componentes de metal podem ser recobertos de plástico por termodeposição, imergindo-os a quente em um leito de plástico pulverizado fluidizado por ar.

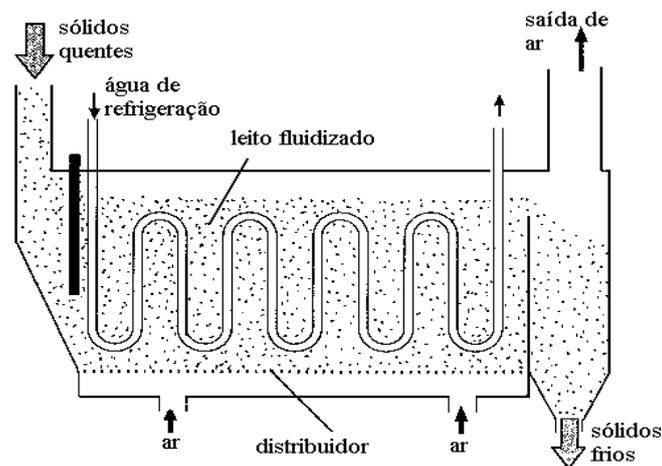


Figura 2.7 - Aplicação de leito fluidizado no resfriamento de sólidos

A fluidização de sólidos por um gás é um bom meio para levar a cabo uma reação química envolvendo um gás e um sólido. As vantagens do leito fluidizado para reações químicas incluem:

- bom contato gás-sólido;

- a excelente circulação de sólidos no leito promove uma boa transferência de calor entre as partículas do leito e o gás fluidizante e entre o leito e as superfícies de transferência de calor submersas nele;
- possibilidades de obtenção de condições isotérmicas quando as reações são fortemente exotérmicas ou endotérmicas;
- a boa transferência de calor também permite facilitar o controle da reação e;
- a fluência do leito torna fácil a remoção de sólidos do reator.

Os leitos fluidizados encontram-se ainda longe das condições ideais; os problemas principais surgem da natureza bifásica (bolhas e sólidos fluidizados) de tais sistemas. Este problema é particularmente agudo quando os sólidos do leito são o catalisador para uma reação de fase gasosa. Em tal caso o reator químico ideal de leito fluidizado teria excelente contato gás-sólido, nenhum *by-pass* de gás e nenhum *backmixing* do gás contra a direção principal do fluxo. Em um leito fluidizado borbulhante o gás se desvia dos sólidos atravessando o leito como bolha. Isto significa que os reagentes que não reagiram aparecem no produto. Também, os padrões de circulação de gás dentro de um leito fluidizado borbulhante são tais que os produtos misturados de volta e podem sofrer reações secundárias indesejáveis.

A Figura 2.8 é um diagrama esquemático de um tipo de uma unidade de quebra catalítica de um fluido (*FCC - FluidCatalyticCracking*) - um exemplo célebre da tecnologia do leito fluidizado, para quebrar moléculas grandes de óleo cru em moléculas pequenas satisfatórias para gasolina. Outros exemplos de aplicação da tecnologia do leito fluidizado para tipos diferentes de reação química são encontrados em Kunii e Levenspiel (1991).

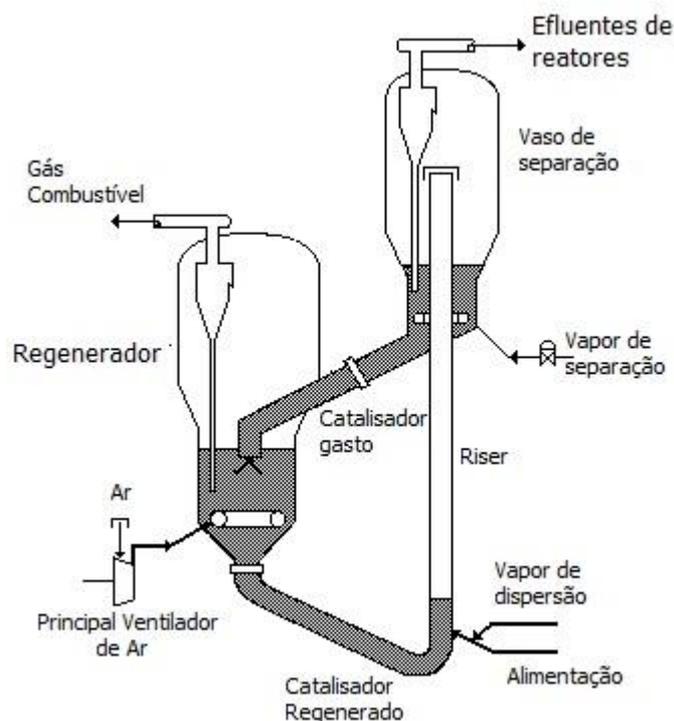


Figura 2.8 – Reator de craqueamento catalítico fluido

2.2 LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE

A maior parte do leito é formada de partículas cujas velocidades terminais são maiores que a velocidade do gás. Os leitos circulantes operam em regime de fluidização rápida, onde o escoamento de gás ocorre com velocidades superiores à velocidade terminal do particulado. Baixas densidades de particulado e altas taxas de circulação são características desse tipo de leito (MINETO, 2009). Leitos Fluidizados Circulante (CFB) são usados em uma variedade de aplicações industriais relacionadas com a combustão do carvão, de incineração de resíduos e de craqueamento catalítico de óleos (ALVES; MARTIGNONI; MORI, 2001).

Os escoamentos gás-sólido em leitos fluidizados circulantes são de natureza instável e caracterizada por grande complexidade hidrodinâmica, influenciando profundamente os processos de transporte de massa e energia de reatores. A distribuição espacial de sólido é altamente não uniforme, e há grandes velocidades de deslizamento entre gás e partículas.

Como ilustrado na Figura 2.9, um reator de leito fluidizado circulante é composto basicamente de uma coluna ascendente (*riser*), de um ciclone separador no topo desta coluna de retorno à coluna, de uma coluna de retorno de sólido (*standpipe*), e de uma válvula de retorno ligando a coluna de retorno à coluna ascendente. Como as reações químicas de interesse ocorrem na coluna ascendente, a maior parte dos estudos de reatores de leito circulante concentra-se nos processos que se desenvolvem nesta parte de reator (MILIOLI; MILIOLI, 2006).

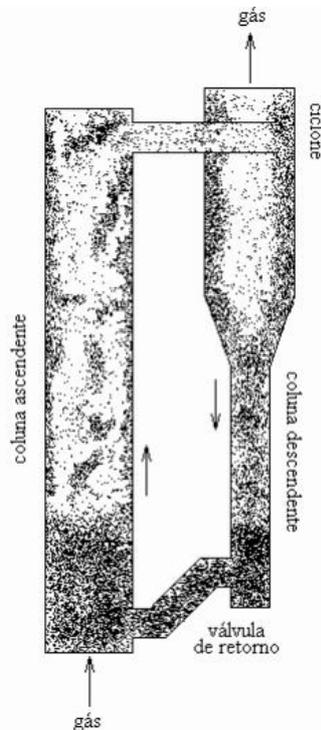


Figura 2.9 – Diagrama de Leito Fluidizado Circulante

2.3 FCC

Craqueamento catalítico fluido (FCC) é uma das operações unitárias de tamanha importância em uma refinaria em que converte hidrocarbonetos pesados em produtos mais leves. Na FCC, as reações de conversão ocorrem em um riser de refino, onde o catalisador quente entra em contato com o gasóleo de vácuo (SHAH et al, 2011).

Esse processo é fundamental e amplamente utilizado para a conversão em refinaria de óleos pesados em valiosos produtos leves, como gasolina e diesel. Cerca de 45% da produção de gasolina em todo o mundo vem do processo de FCC e suas unidades auxiliares. Embora o processo de FCC tenha sido comercialmente estabelecido há mais de 60 anos, a tecnologia continua a evoluir para atender novos desafios (CHEN, 2006).

Modernas unidades *FCC* precisam usar uma grande variedade de matérias-primas e para ajustes nas condições operacionais para maximizar a produção de gasolina, destilados médios, ou olefinas leves para atender às demandas de mercado diferentes (LANet al, 2009).

2.4 RISER DE FCC

Existem basicamente dois tipos de *risers*: os rígidos, construídos com chapas de aço costuradas com solda; e os flexíveis. *Risers* flexíveis são estruturas compostas de armaduras de metal e várias camadas de polímeros, que são amplamente utilizados em instalações de petróleo offshore de exploração devido à sua relativamente simples montagem, transporte e operação quando comparado com os seus homólogos rígidos. Devido à natureza das reservas de petróleo brasileiro, uma porcentagem significativa de produtos é transportada através de estruturas tais, e seu uso tende a aumentar no futuro próximo (JACQUES et al., 2010).

Podemos contar com vários outros tipos de *riser*, dependendo do ambiente e da finalidade de uso em que o *riser* se encontra. O *riser* marinho é utilizado como fluido de perfuração de petróleo, transmitindo em um curvo tubo bruto, gás natural, hidrocarbonetos, materiais de petróleo, lama e outros recursos econômicos submarinos, e depois transportar esses recursos do fundo do oceano para o navio ou plataforma de produção na superfície (KAEWUNRUEN; CHIRAVATCHRADJ; CHUCHEEPSAKUL, 2005). Um *riser* de perfuração é utilizado para a perfuração do tubo de proteção e transporte da lama de perfuração, enquanto um *riser* de produção é um tubo usado para transporte de petróleo, como em He et al (2011).

O *riser* de refino possui duas entradas e uma saída. Na entrada inferior, a carga composta por vapor d'água e gotículas de gásóleo entra no reator. Na entrada lateral, o catalisador é introduzido no reator, com temperatura elevada. Na saída superior, os gases craqueados deixam o reator. O conhecimento do escoamento na região de contato entre catalisador e gásóleo é fundamental para o entendimento dos fenômenos que ocorrem no *riser*. Por exemplo, variáveis de processo, como perda de carga, são afetadas dependendo da forma como esse contato é realizado. Além disso, é nessa região onde observamos maiores gradientes de pressão, temperatura e concentração, já que as cargas têm temperaturas diferentes (ROSA, 2002). Ao longo do *riser* as partículas quentes (em torno de 700°K) transferem energia para as outras duas fases, até que as gotículas são

evaporadas, enquanto que, concomitantemente, a reação de craqueamento se inicia. A partir de experimentos, hoje, se sabe que as partículas se concentram predominantemente na parede e tendem a descer por ela, afetando a conversão, que é função da concentração de catalisador, segundo Jaci (2005).

2.5 MODELOS A FRIO

2.5.1 Princípios Básicos

Processos envolvendo escoamento bifásico gás-sólido são extremamente difíceis de operar. Estudos recentes mostram que quando envolvem a presença de sólidos, operam no primeiro ano de implantação com cerca de 64% em relação ao valor de projeto; enquanto processos que não envolvem sólidos operam com cerca de 90 a 95 % de sua capacidade (KNOWTON, 2000). A cerca de duas décadas várias ferramentas e técnicas têm sido desenvolvidas para minimizar problemas de startup em plantas que utilizam reações ou transporte de sólidos. Duas destas ferramentas utilizadas para diagnosticar problemas em unidades comerciais ou unidades quentes, são o modelo frios e a planta piloto. Knowton (2000) reporta-se à possibilidade de construção do modelo frio com auxílio de materiais transparentes (vidro, acrílico, etc.), como uma de suas mais importantes características. São consequências deste tipo de construção para o modelo frio:

- A observação visual do movimento dos sólidos, ou pontos de estagnação dos mesmos, pode auxiliar no entendimento de vários problemas apresentados pelo sistema em observação;
- uso de traçadores coloridos para acompanhar o tempo de trânsito dos sólidos em regiões de baixa velocidade e a intensidade de mistura desta fase em alguns pontos do modelo e;
- uso da técnica de turbidimetria para determinação de concentração de sólidos em regiões de escoamento em fase diluída.

Contudo, a utilização do vidro em regiões do modelo onde escoamento de sólidos se dá a velocidades relativamente altas é recomendada em relação ao acrílico ou PVC transparente, uma vez que estes últimos podem perder parte de sua transparência em consequência da erosão dos sólidos sobre as paredes do conduto.

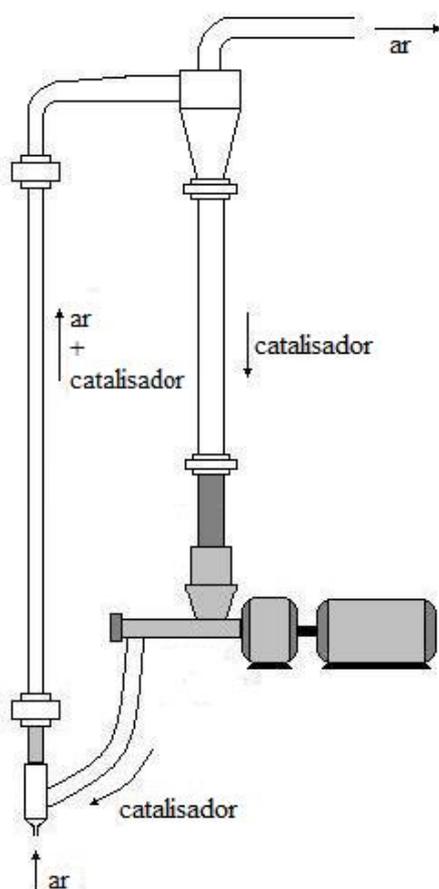
O acúmulo de cargas elétricas estáticas em modelos com seções de escoamento em vidro ou acrílico é inevitável. Desta forma, deve-se elaborar formas de aterramento destes trechos do modelo frio para evitar descargas perigosas às pessoas que cuidam da

operação dos mesmos. A umidificação do gás deverá reduzir a produção deste tipo de fenômeno.

Em muitos modelos frios os diâmetros dos trechos onde ocorrem escoamentos ascendentes sólido-gás são pequenos e em outros, são relativamente grandes. Muitos trabalhos reportam-se a este tipo de movimento de fases como a existência de um núcleo de partículas com movimentos puramente ascendentes e uma parte destes sólidos, próximos à parede do conduto, de movimento predominantemente descendente. No caso de se desejar visualizar também a região central do fluxo da suspensão sólido-gás, Knowton (2001) recomenda a utilização de um conduto com formato da secção transversal semicircular (leito tipo 2,5 D).

Em modelos frios muito pequenos os efeitos da parede sobre o movimento dos sólidos são significativos. Modelos frios muito grandes são caros e exigem consideráveis períodos de tempo para terem suas condições operacionais ajustadas. Knowton (2001) recomenda diâmetros de 7 – 10 cm para condutos verticais, 15 – 20 cm para leitos fluidizados e 10 – 15 cm para *risers*.

Para simular situações em ambiente de pressões relativamente altas na unidade comercial o modelo frio precisa trabalhar nas mesmas condições de pressão. O diâmetro do conduto pode também estar correlacionado com a pressão de trabalho. Um *riser* de pequeno diâmetro oferece valores diferentes de queda de pressão com relação a um *riser* de grande diâmetro. A alta perda de energia por atrito com as paredes do conduto, promovida por um gás a alta pressão em um *riser* de pequeno diâmetro parece ser o responsável por tais distorções. A Figura 2.10 ilustra o modelo experimental a frio (MEF) construído no Laboratório de Radioquímica do Departamento de Energia Nuclear da UFPE.



(a)



(b)

Figura 2.10 – Modelo experimental a frio: a) esquema; b) vista com aparelhagem de medidas

2.6 MODELOS MATEMÁTICOS UNIDIMENSIONAIS

Os modelos matemáticos unidimensionais são muito utilizados para simulação de *risers* uma vez que são normalmente fáceis de formular e resolver. São mais apropriados para as situações em que se está interessado em explorar as melhores condições operacionais da unidade, criar ou testar modelos cinéticos, ou quando a simulação não se baseia apenas no *riser*, mas inclui outros equipamentos da unidade de conversão de *FCC* (SOUZA, 2004).

Os modelos unidimensionais podem ser ainda subdivididos em dois tipos: o mais simples é o monofásico, onde tanto o gás-óleo como o catalisador estão se movendo

à mesma velocidade. Nestes modelos considera-se que o gásóleo e o catalisador formam uma mistura homogênea que se move dentro do *riser* com um escoamento do tipo *plug-flow*, ou seja, com velocidade média na seção transversal do *riser*. É também normalmente considerado nesses modelos que o gásóleo entra no *riser* já totalmente vaporizado. Um exemplo deste tipo de modelo é o de Ali e Rohani (1997) que utiliza um modelo unidimensional monofásico para o *riser*, juntamente com um modelo de duas fases (bolha e emulsão) para o regenerador e descreve as interações dinâmicas que ocorrem entre estes dois equipamentos.

Um outro exemplo de aplicação dos modelos unidimensionais monofásicos é o trabalho de Blassetti e Lasa (1997), que utiliza um modelo monofásico nos estudos realizados em uma planta piloto denominada de *Multicrackex*.

Os modelos unidimensionais heterogêneos consideram velocidades diferentes para o gás e o particulado, resultando em tempos de residência diferentes para o gásóleo e o catalisador no interior do *riser*. Diferentemente dos modelos unidimensionais monofásicos faz-se necessário a inclusão de duas equações de conservação da quantidade de movimento, uma para o gás e outra para o sólido. Estas duas novas equações trazem uma melhoria do ponto de vista fenomenológico, visto que a aproximação de que gás e particulado estão movendo-se a mesma velocidade não é mais necessária. Além de duas novas equações diferenciais não lineares serem acrescentadas ao modelo, agora o gradiente de pressões também precisa ser determinado. Do ponto de vista de solução numérica, é preciso ser destacado que a cada nova equação diferencial acrescentada ao modelo, maior será o esforço computacional para resolver o sistema de equações diferenciais resultantes, principalmente se estas novas equações apresentarem não linearidades que desestabilizem o processo de solução do problema. Provavelmente dificuldades com a convergência da solução poderão ser também acrescentadas.

2.7 FLUIDODINÂMICA EM RISERS

Em um reator *riser* o processo é tipicamente de fluxo turbulento e multifásico com reação e compreende numerosos e complexos subprocessos mútuos, tais como reação de craqueamento, transferência de momento, transferência de calor e transferência de massa, os quais são conhecidos por serem inter-relacionados (LANet *al*, 2009).

O craqueamento catalítico fluido (FCC) ou reação de craqueamento é utilizado para a conversão de petróleo bruto em grande variedade de produtos de maior valor, como a gasolina. No interior do *riser*, o vapor de alimentação é craqueado e a reação é melhorada pelo catalisador. O tamanho médio das partículas de FCC (catalisadores) é de cerca de 40-80 μm e densidades de partículas 1000-1800 kg/m^3 , representando Geldart grupo A. O fluxo de sólidos líquido é 400-1200 $\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{s}$. Nas reações de combustão e gaseificação, os sólidos em média são mais grosseiros e mais denso do que os da FCC, com os tamanhos de partículas de 100-300 μm e densidades de partículas de 1800-2600 kg/m^3 (Geldart grupo B), tais como areias de sílica.

Os combustíveis utilizados incluem carvão, coque de petróleo, biomassa e resíduos urbanos diversos. O fluxo de sólidos em líquidos, no reator típico, é 1-10 $\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{s}$. Estas reações têm suas próprias características, tais que a combustão tem a taxa de reação rápida. Pelo contrário, a taxa de gaseificação é lenta. De acordo com as regras antigas do polegar, tempo, temperatura, turbulência esses são três fatores principais para uma boa reação química. A excelência na recirculação das partículas internas e externas proporcionam tempo de residência longo e energia suficiente para as partículas (KASHYAP; GIDASPOW; KOVES, 2011). O desempenho de uma unidade FCC é dependente de diversos parâmetros, tais como composição da alimentação, tempo de residência, temperatura de reação, razão catalisador/óleo, pressão parcial de hidrocarbonetos, as propriedades do catalisador e hidrodinâmica do *riser*, que influenciam no processo de conversão a seu modo (LANet *al*, 2009).

3 MATERIAL E MÉTODOS

3.1 PRELIMINARES

Apesar do grande avanço no desenvolvimento de métodos numéricos de alto desempenho e das grandes capacidades de armazenamento de dados pelos computadores pessoais (PC's), a Fluidodinâmica Computacional (*CFD – Computational Fluid Dynamics*) ainda apresenta-se com uma precisão pouco eficiente para a descrição adequada da fluidodinâmica dos CFB's (ARMSTRONG; LUO, GU, 2010; PENG; ZHANG; ZHU, 2011; WANG *et al.*, 2010; WU *et al.*, 2010). Isso porque as simulações devem mostrar com boa precisão as interações entre as partículas na região anular do escoamento para posteriormente dar informações sobre um comportamento médio desse mesmo escoamento. A velocidade individual do escoamento das partículas sólidas pode ser usada para estimar a intensidade de turbulência e as informações sobre o perfil radial de velocidades dessas mesmas partículas são importantes no estabelecimento da dependência da viscosidade da mistura gás-sólido com a temperatura.

O principal requisito para se realizar medidas adequadas dos parâmetros fluidodinâmicos em um CFB e servir de complemento para a composição de um excelente método de simulação da fluidodinâmica em um sistema desse tipo, é a manutenção das características do escoamento durante a realização de tais medidas. Adequadamente, isto pode ser conseguido com auxílio de técnicas nucleares, como o método da transmissão de radiação gama (AQUINO FILHO *et al.*, 2005; DANTAS, *et al.*, 2006; MELO, 2004), ou pela marcação de partículas com um traçador radioativo (SANTOS; DANTAS, 2004). A maioria dos demais métodos praticados, como análise de variações de pressão e capacitância, entre outros, necessitam da colocação de sensores no interior do sistema (técnicas intrusivas), provocando perturbações indesejáveis ao escoamento, ou como o de fibra ótica, que necessita de paredes transparentes (CASTILHO, 2007).

Nessa fase dos trabalhos a Fluidodinâmica do *riser* de uma Unidade Piloto a Frio (UPF) foi avaliada com métodos numéricos via *CFD*. Com a construção de um sistema do tipo CFB em forma de unidade piloto a frio de *FCC* (SANTOS *et al.*, 2012), uma etapa posterior para melhorar a precisão dos dados fornecidos pela técnica de *CFD* requereu a adoção de estratégias bem definidas para as condições de entrada do

programa de simulação. Essa técnica em CFD precisava de um banco de dados experimentais para ser aplicada ao *riser* da UPF, com auxílio de métodos de medidas não-intrusivos, os quais permitiram não somente ajustes para obtenção de condições experimentais precisas, mas dados fluidodinâmicos necessário à validação de modelos multifásicos. Foi então aplicado um modelo matemático cujas bases foi proposta por Beeckmans (1991), para determinação da velocidade de entrada do catalisador no *riser*, com auxílio de um método experimental que pode ser considerado não intrusivo com relação ao escoamento através do *riser* e um algoritmo numérico em linguagem *Matlab*. Medidas de atenuação da radiação gama foram aplicadas no *riser* da UPF para checagem das condições nesse trecho do escoamento gás-sólido.

3.2.UNIDADE PILOTO A FRIO

A Unidade Piloto a Frio utilizada neste trabalho tem características especialmente adquiridas com auxílio de testes operacionais realizados em um modelo experimental simplificado, também elaborado, construído e instalado no Laboratório de Fluidodinâmica e Gamagrafia do Departamento de Energia Nuclear (DEN) do Centro de Tecnologia e Geociências (CTG) da Universidade Federal de Pernambuco (UFPE). A Figura 3.1 ilustra um esquema elaborado para descrever o funcionamento da UPF.

Ar comprimido e catalisador de craqueamento entram em contato na base do *riser*. A mistura ascende através do *riser* em regime de transporte diluído de sólidos e no topo deste separa-se por ação de um efeito do tipo *flash*, ao passar para uma câmara de diâmetro da ordem de 15 vezes maior. Grande parte do catalisador retorna para a parte baixa da UPF, enquanto que as partículas de menores diâmetros são induzidas pelo fluxo de ar comprimido a passarem por uma bateria de 4 ciclones, ainda no interior da referida câmara de *flash*. As partículas de catalisador que não são retidas pelos ciclones são coletadas com auxílio de um filtro do tipo cartucho de papelão; desses que se usa para purificação de ar admitido por motores do tipo *Diesel*. Na base desse filtro existe um conduto em PVC que direciona as partículas mais finas, coletadas pelo filtro de papelão, para o topo do *riser*. As partículas coletadas que saem pela base da câmara de *flash* descem por uma coluna de retorno para um sistema de realimentação de catalisador para a base do *riser*. O referido sistema consta de tubos, válvulas e mangueiras, conectados para a alimentação e realimentação de catalisador no *riser*,

caracterizando a UPF como um leito fluidizado circulante (*CFB* - *Circulating Fluidized Bed*) (SHI *et al.*, 2002).

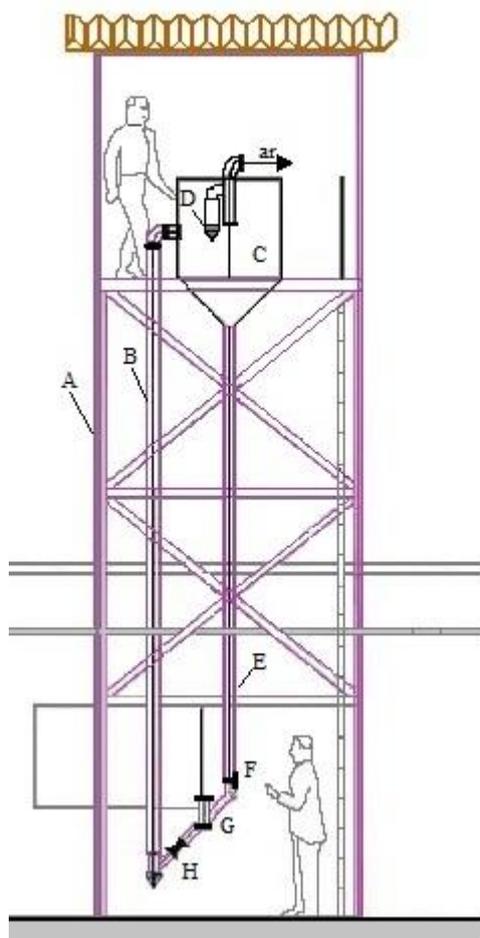


Figura 3.1 - Esquema com componentes do sistema envolvendo a UPF

Na construção da UPF, para que a mesma se assemelhasse a um *CFB*, foram considerados os seguintes componentes:

Riser(B) – É um conduto vertical cilíndrico, por onde percorre, de forma ascendente, uma mistura gás-sólido (catalisador de craqueamento e ar), em regime de transporte diluído de sólidos. A altura do *riser* é de 6,0 m e seu diâmetro interno é de 0,097m. O *riser* foi confeccionado em tubos de acrílico, sem costura ou solda na direção axial e com 2 m de comprimento cada. O *riser* propriamente dito compreende a junção de 3 desses tubos, soldados nas extremidade com uma espécie de cola obtida pela dissolução de raspas de acrílico em clorofórmio. A base do *riser* une-se a ao conduto de retorno de catalisador e ao topo ao recipiente de separação primária da mistura catalisador e ar.

Ambas as conexões são em PVC. O ar, injetado na base do *riser* para promover o transporte dos sólidos, é uniformemente distribuído com auxílio de uma placa perfurada, também confeccionada em PVC.

Câmara de flash (C) - Compreende um cilindro de 1,0m de altura por 1,5m de diâmetro interno, base cônica e tampa superior em forma de um disco (Figura 3.2). O topo do *riser* é ligado a essa câmara através de uma curva do tipo de 0,010m em PVC. Na base dessa câmara o catalisador desce por gravidade para uma duto (coluna de retorno) e na parte superior interna de seu corpo o ar é induzido a passar por uma bateria de ciclones para sair. No centro e topo dessa câmara encontra-se um duto que leva o ar e as partículas de catalisador que não foram coletadas para um filtro do tipo cartucho (Figura 3.3).



Figura 3.2 - Vista parcial da câmara de flash no topo do *riser* da UPF



Figura 3.3 - Filtro de cartucho localizado no topo do *riser* da UPF

Coluna de retorno (E) – Essa coluna é um conduto vertical cilíndrico, responsável pela condução dos sólidos retidos na parte inferior da câmara de *flash* para o *riser*. Construída também em tubo de acrílico tem diâmetro interno igual ao do *riser* e sua altura é de 7,5 m. Recebe também as descargas de sólidos proveniente do efeito flash e dos dutos inferiores dos 4 ciclones instalados na parte superior do interior do vaso de flash. Foi dividida em duas seções por uma válvula do tipo esfera (fecho rápido) e conecta-se pela parte inferior com o duto que sai pela base do filtro, para equalização de pressões no sistema. Sua base é conectada a uma válvula do tipo gaveta, utilizada para controle da vazão de catalisador de retorno ao *riser*.

Selo de sólidos (G)- Os sólidos (catalisador de craqueamento de diâmetro médio em torno de $70\ \mu\text{m}$ e massa específica de $1550\ \text{kg/m}^3$) são injetados no *riser* por meio de um duto inclinado de aproximadamente 50° , com relação ao *riser*. Esse conduto de injeção de sólidos, confeccionado em tubo de PVC flexível tem a função de minimizar possíveis oscilações de fluxo na entrada do *riser*, formando um selo de sólidos (Figura 3.4).



Figura 3.4–Alimentador de sólidos da UPF

Estrutura de Sustentação da UPF (A) – A estrutura metálica de sustentação da UPF (Figura 3.5) foi projetada e construída em formato paralelepípedo, limitada nas extremidades por 4 colunas, com área da seção transversal quadrangular (10cm^2), composta pela soldagem de dois perfis em U, de aço carbono, de 0,010m de base por 0,05m de lado, cada. A estrutura é dividida em andares num total de 4, com altura de 2,2m cada, contando com um andar térreo. Os pisos dos andares superiores são formados por grades metálicas. Os andares são revestidos lateralmente de placas de alumínio corrugadas. O teto da estrutura é composto de telhas de cimento-amianto, entre as quais são intercaladas duas telhas de fibra de vidro transparentes, para permitir a iluminação natural do ambiente durante o dia. O fechamento lateral dos andares superiores, com o compartimento térreo em contato total com o ambiente do laboratório no meio do qual a estrutura foi instalada, permitiu que o ambiente interno da UPF pudesse ter sua condição de temperatura controlada com auxílio de condicionadores de ar. Uma escada do tipo bombeiro interliga todos os andares e dá acesso aos andares superiores.

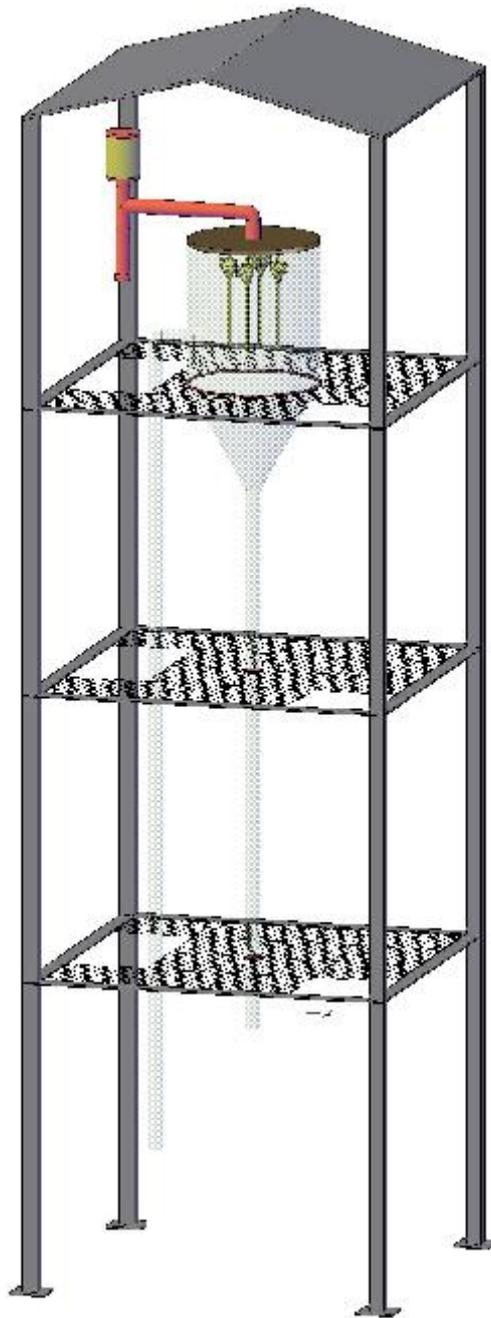


Figura 3.5 - Esquema com componentes da estrutura de sustentação da UPF

No centro da estrutura metálica existe um espaço que foi reservado á instalação da UPF. O vaso de flash da UPF apoia-se no piso do último andar, ficando também aí a entrada do *riser* no vaso de flash e o filtro do tipo cartucho para coleta das frações de menores diâmetros do catalisador de craqueamento em circulação. No andar térreo da estrutura metálica o ambiente confunde-se com o do laboratório no qual foi instalada a UPF. No centro dos pisos de cada andar superior existe uma abertura de 15 cm de diâmetro interno para passagem da coluna de retorno da UPF. Duas aberturas de grade

maior não possuem vedação por meio de grade menor, para dar passagem ao *riser* e, posteriormente, para facilitar a instalação de sistemas de monitoração do escoamento gás-sólido no *riser* por meio de técnica nuclear de transmissão gama. A vedação das paredes laterais dos andares com o ambiente do laboratório, no andar térreo foi confeccionada em placas de PVC.

Produção, tratamento e distribuição de ar comprimido - O ar comprimido é produzido por um compressor do tipo parafuso em função das características dessas máquinas de produzirem ar isentos de oscilações consideráveis de fluxo. O compressor é da marca SCHULZ, modelo SRP 40 15, com pressão nominal de 9 bar (131 psi) e vazão efetiva de 1,444 litros por minuto ($51 \text{ ft}^3/\text{min}$). Esse ar comprimido é armazenado a uma pressão máxima de 8 bar em reservatório vertical de 1000 litros. A tubulação de distribuição de ar comprimido é montada em tubos de ferro galvanizado de $\frac{1}{2}$ polegada, com exceção dos trechos onde se encontram os medidores de vazão, onde foram instalados trechos de tubos em aço inoxidável (AISI 304) de 1 polegada de diâmetro, com comprimento de 1m cada. Três válvulas (V1 e V2), instaladas entre o compressor e o reservatório, permitem que em situação de pane, relativa ao compressor, este último possa ser isolado do sistema e despressurizado, enquanto o reservatório possa continuar a fornecer ar comprimido durante um tempo suficiente para que o fornecimento desse ar para o sistema possa ser interrompido através de uma parada normal. O volume do reservatório de ar foi calculado para reduzir oscilações de fluxo do ar comprimido. A Figura 3.6 ilustra a disposição dos componentes desse sistema.

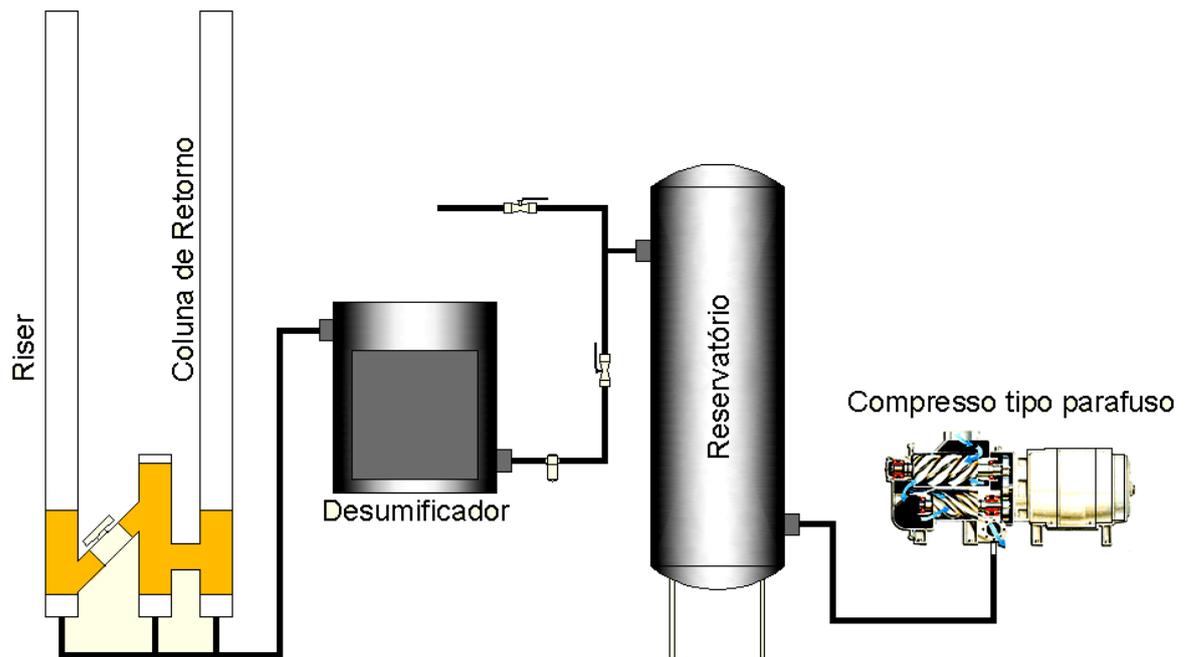


Figura 3.6 - Esquema com disposição dos componentes do sistema de produção e tratamento de ar comprimido

3.3 SISTEMA DE INSTRUMENTAÇÃO DE OPERAÇÃO DA UPF

Medidor da vazão de ar - a vazão de ar para o *riser* é medida com auxílio de um medidor do tipo condutividade térmica. Esses medidores de vazão recebem proteção de válvulas do tipo solenoides, as quais só permitirão a passagem do fluxo de ar através dos mesmos em condições de pressão e umidade adequadas. São necessárias entradas de ar sobressalente para ajudarem na manutenção de condições adequadas de operação nos ciclones e colunas de retorno. Nesses casos são utilizados rotâmetros para monitoração dos fluxos de ar.

Sensores de pressão - são do tipo piezelétricos para evitar entupimento causados pelos sólidos da mistura em escoamento.

Estrutura suporte do sistema fonte-detector gama - permite os deslocamentos do conjunto fonte gama-detector nas direções radiais e axiais.

Compressor de ar - O ar comprimido que circula através do MEF é produzido por um compressor do tipo pistão, com pressão manométrica máxima de 8 kgf/cm^2 .

Secador de ar - para manter o ar comprimido produzido pelo compressor a uma umidade relativa de cerca de 30%, de modo a minimizar os efeitos da eletricidade estática. O controle do nível de umidade é realizado com auxílio de um sensor na linha de alimentação de ar e de uma linha em forma de "bypass" ao secador. O secador retira a umidade excessiva do ar por criogenia.

3.4 MODELO MATEMÁTICO DE PREVISÃO PARA A VELOCIDADE INICIAL DO CATALISADOR

A equação padrão para o fluxo mássico de catalisador (\dot{G}_p) que chega à base do riser é dado por (KUNII; LEVENSPIEL, 1991):

$$\dot{G}_p = \varepsilon_p \cdot \rho_p \cdot U_p \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right) \quad (3.1)$$

Em que:

ε_p = fração volumétrica do catalisador, -

ρ_p = massa específica do catalisador, kg/m^3

U_p = velocidade do catalisador, m/s

Quando os sólidos são injetados com U_p igual a zero, ou muito próximo deste valor, porém com valores finitos de \dot{G}_p e ρ_p , a equação anterior prediz valores infinitos para a fração volumétrica de sólidos, ε_p . A estratégia proposta por Beeckmans (1991) para resolver o presente impasse foi modelar uma expressão para as condições de entrada dos sólidos em um sistema semelhante a uma linha de transporte pneumático.

Para o cálculo do valor inicial da fração volumétrica do sólido a ser utilizada nas estimativas de valores iniciais, algumas hipóteses foram consideradas como válidas (BEEKMANS, 1991):

- o catalisador são esferas sólidas de diâmetro d_p ;
- as partículas de catalisador são injetadas perpendicular ao eixo do conduto;
- a entrada dos sólidos encontra-se na origem do sistema de coordenadas ($x = 0$);

- o modelo proposto é do tipo unidimensional, com variações na direção radial sendo consideradas desprezíveis;
 - nas vizinhanças da origem a velocidade do sólido é muito menor que a do gás
- e;
- as partículas possuem aceleração uniforme, a .

A velocidade da partícula acima do ponto de origem é estimada por:

$$U_p = \sqrt{2ax} \quad (3.2)$$

Sendo:

$$a = \frac{3C_D \rho_g U_{g0}^2}{8 \cdot \rho_p d_p} - g$$

O número de partículas por unidade de volume (C), conforme as Equações (3.1) e (3.2) é então:

$$C = \frac{6 \cdot \dot{G}_p}{\pi \cdot d_p^3 \cdot \rho_p \sqrt{2ax}} \text{ (m}^{-3}\text{)} \quad (3.3)$$

A fração da área da seção reta ocupada por sólidos, em qualquer plano localizado a uma coordenada x , pode agora ser estimada como a soma das áreas de intersecção do plano com todas as partículas cujo centro está dentro da distância do seu próprio raio (Figura 3.7).

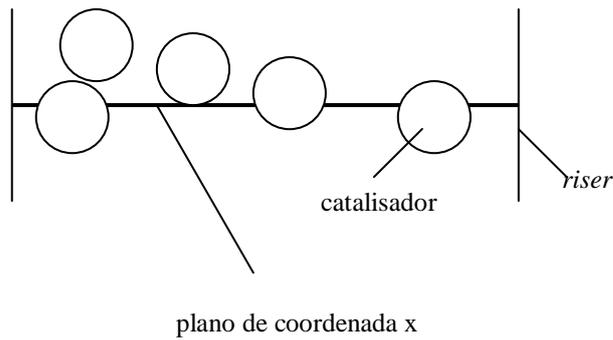


Figura 3.7 – Esquema ilustrativo da seção de entrada de sólidos num riser

A área de intersecção de uma partícula cujo centro está a uma distância y do plano localizado em x , identificada por s é (KUNII; LEVENSPIEL, 1991):

$$s = \frac{\pi}{4}(d_p^2 - 4y^2) \quad |y| < \frac{d_p}{2} \quad (3.4)$$

Daí, a fração de área da seção reta ocupada pelos sólidos, ε_s , é:

$$\varepsilon_s = \int_{-\frac{d_p}{2}}^{\frac{d_p}{2}} s \cdot C \cdot dy \quad (3.5)$$

Eliminando s e C com auxílio das Equações (3.4) e (3.5):

$$\varepsilon_s = \frac{3 \cdot \dot{G}_p}{2 \cdot \rho_p \cdot d_p^3 \cdot \sqrt{2a}} \int_{-\frac{d_p}{2}}^{\frac{d_p}{2}} \frac{d_p^2 - 4y^2}{\sqrt{x+y}} \cdot dy \quad (3.6)$$

Note-se que x foi substituído por $x+y$, durante o processo da eliminação de C .

A solução analítica da Equação (3.6) para cálculo da fração volumétrica de sólidos recai em dois casos típicos:

Caso 1: $x > \frac{d_p}{2}$

A integral da Equação (3.6) pode ser avaliada diretamente. Uma solução mais simples resulta quando duas variáveis adimensionais (ϕ e η) são introduzidas:

$$\eta = \frac{x}{d_p} \quad (3.7)$$

e

$$\phi = \frac{\dot{G}_p}{\rho_p \sqrt{d_p} \cdot a} \quad (3.8)$$

O resultado é então:

$$\varepsilon_s = \frac{2\phi}{5} \left[\sqrt{2\eta+1} (3+2\eta-8\eta^2) - \sqrt{2\eta-1} (3-2\eta-8\eta^2) \right] \quad (3.9)$$

Caso 2: $-\frac{d_p}{2} < x < \frac{d_p}{2}$

Neste caso o mais baixo limite de integração é igual a $-x$. O desenvolvimento é igual ao do Caso 1 e o resultado é:

$$\varepsilon_s = \frac{2\phi}{5} \left[\sqrt{2\eta+1} (3+2\eta-8\eta^2) \right] \quad (3.10)$$

Se $\eta = 0$, uma expressão mais simples resultante é:

$$\varepsilon_s^0 = \frac{6\phi}{5} \quad (3.11)$$

Uma solução numérica para ε_p pode ser estimada numericamente com o uso da ferramenta solve de softwares como o *Matlab*, *Scilab*, ou mesmo como o Excel (ferramenta Solver), a depender da conveniência com relação à disponibilidade de software.

Em qualquer dos casos a função a ser explicitada pode ser obtida do valor médio de ε_p ($\bar{\varepsilon}_p$), obedecendo a restrições como:

$$\bar{\varepsilon}_p = \phi\sqrt{2}, \quad 0 < x < d_p \quad (3.12)$$

ou seja,

$$\phi \cdot \sqrt{2} - \bar{\varepsilon}_p = 0, \quad 0 < x < d_p \quad (3.13)$$

em que

$$\phi = \frac{\dot{G}_p}{\rho_p \sqrt{d_p \cdot \left(\frac{3C_D \rho_g U_g^2}{8 \cdot \rho_p d_p} - g \right)}} \quad (3.14)$$

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_p} \left(1 + 0,15 \text{Re}_p^{0,687} \right) \cdot \varepsilon_g^{-4,7} \quad (3.15)$$

$$\varepsilon_g = 1 - \varepsilon_p \quad (3.16)$$

e

$$\text{Re}_p = \frac{U_g \rho_g d_p}{\mu} \quad (3.17)$$

Para resolver o problema apresentado pela Equação 3.1, onde uma velocidade muito pequena de entrada do catalisador no *riser*, pode levar a valores infinitos da vazão volumétrica desse componente do escoamento, foi elaborado um programa computacional em linguagem *Simulink/Matlab*, apresentado no Apêndice B, para o cálculo da velocidade de entrada no *riser* com base nas Equações de 3.9 a 3.14 e com auxílio de medidas experimentais do fluxo de catalisador na coluna de retorno. O referido programa permite ainda os cálculos simultâneos das frações volumétricas de sólidos e gás e da velocidade do gás, todos à entrada do *riser*.

3.5 ESTIMATIVAS DO FLUXO DE CATALISADOR NA COLUNA DE RETORNO

Ao deixar o vaso de flash o catalisador percorre a coluna de retorno em regime de leito fluidizado deslizante e descendente (*downcommer*) em direção à base do *riser*. Com base na transparência das paredes dessa coluna a injeção de um traçador colorido foi inicialmente planejada, utilizando-se o próprio catalisador gasto (cinza escuro), uma vez que sua cor em estado virgem é de tonalidade bege. Contudo os primeiros testes realizados neste sentido demonstraram um alto grau de dispersão, a ponto de não se identificar visualmente a camada do referido traçador por um período de tempo necessário para se obter uma medida significativa do seu tempo de trânsito.

Uma segunda opção foi a de se instalar uma válvula do tipo fecho rápido, dividindo a coluna de retorno em duas regiões, permitindo que, ao fechá-la, a velocidade da superfície livre da coluna de catalisador pudesse ser acompanhada visualmente e se fizessem registros dos tempos de trânsito da referida superfície. Ainda nessa coluna foi instalada uma mangueira plástica unindo a parte superior da metade inferior da coluna de retorno ao vaso de *flash*. Nesse caso, quando a válvula esfera estiver fechada, durante as medidas de tempo de trânsito da superfície livre da coluna de catalisador, uma possível redução de pressão na parte superior dessa coluna (Efeito Torricelli) não interfira nas velocidades médias de escoamentos desses sólidos (equalização das pressões).

Para as estimativas do fluxo de catalisador na coluna de retorno foram necessárias realizações de medidas de tempos de trânsito do catalisador em um comprimento axial da coluna de retorno equivalente a $\Delta z = 0,10\text{m}$, a partir do qual foi calculada a respectiva velocidade média do catalisador (Figura 3.8).

Para realização das medidas da taxa de circulação do catalisador, preliminarmente a UPF era posta em marcha, aguardando-se o funcionamento da mesma em regime estacionário, observado através da manutenção da altura da coluna de catalisador na coluna de retorno conforme a Figura 3.8. Atingido esse regime de operação, a válvula localizada acima da seção de teste de medida do tempo de trânsito do catalisador na coluna de retorno era rapidamente fechada. Como as paredes da UPF são confeccionadas em material transparente, o deslocamento da superfície livre da coluna de catalisador era então acompanhado ($\Delta z = z_i - z_f$), através do tempo, permitindo estimativas de velocidade média do catalisador nesse trecho da UPF.

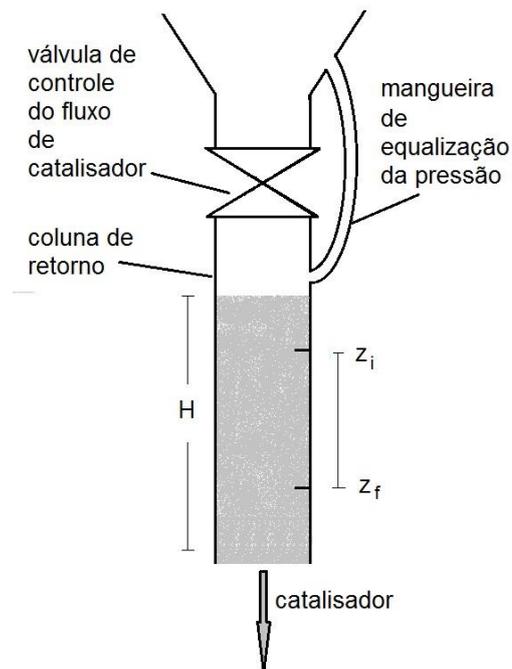


Figura 3.8 – Esquema com indicações de parâmetros utilizadas na estimativa da taxa de circulação média de catalisador na coluna de retorno da UPF

Também foram necessárias estimativas para a massa específica média de catalisador na coluna de retorno (Equação 3.1). Essas estimativas foram realizadas com auxílio de um recipiente cilíndrico confeccionado com um tubo composto do mesmo duto de acrílico utilizado para confecção da coluna de retorno. Para a estimativa da densidade de sólidos, esses eram deixados cair por gravidade até que houvesse transbordamento no recipiente. Retirado o excesso de catalisador com auxílio de uma espátula o sistema era pesado e, tirando-se a tara do recipiente, ficava-se com a massa de catalisador

correspondente. O volume do recipiente foi avaliado com auxílio das medidas de suas dimensões através de um paquímetro digital, cuja precisão da escala é de centésimo de milímetro.

3.6 MEDIDAS DA CONCENTRAÇÃO VOLUMÉTRICA DO CATALISADOR NO *RISER*

A contribuição das técnicas nucleares ao estudo da fluidodinâmica neste trabalho pode ser descrita, considerando-se que na estimativa da queda de pressão em um conduto vertical por onde circula uma suspensão fluido-sólido, semelhante a um *riser* de FCC, foi utilizada a equação de Leung e Wiles (1976), a qual é composta de quatro contribuições de diferentes efeitos:

$$\Delta P_{\text{riser}} = \Delta P_{\text{fg}} + \Delta P_{\text{fs}} + \Delta P_{\text{Es}} + \Delta P_{\text{Ac}} \quad (3.18)$$

Os subscritos fg, fs, Ac referem-se a atritos do fluido e do sólido e aceleração de sólidos, respectivamente. A queda de pressão produzida por efeito da gravidade sobre a coluna de sólidos, ΔP_{Es} , é dada por:

$$\Delta P_{\text{Es}} = g \cdot L \cdot \rho_{\text{sr}} \cdot \epsilon_s \quad (3.19)$$

Calcula-se então a massa específica de sólidos em relação ao volume do *riser* (ρ_{sr}) assumindo-se que $\Delta P_{\text{riser}} = \Delta P_{\text{Es}}$:

$$\rho_{\text{sr}} = \frac{\Delta P_{\text{riser}}}{g \cdot L} \quad (3.20)$$

Em que:

L = comprimento do *riser*, m

g = aceleração da gravidade, m/s²

ΔP_{riser} = queda de pressão sobre o *riser*, N/m²

Então se pode calcular a fração volumétrica do gás ε dada por:

$$\varepsilon = \frac{\rho_p - \rho_{sr}}{\rho_p} \quad (3.21)$$

em que ρ_p é a massa específica do catalisador.

E a fração volumétrica de sólidos será:

$$\varepsilon_s = (1 - \varepsilon) \quad (3.22)$$

As frações volumétricas dos componentes são parâmetros fluidodinâmicos relevantes no estudo do leito fluidizado como *riser* de uma unidade de FCC. Por meio de perfis de pressão se mede a fração volumétrica de sólidos média, entre dois pontos no *riser*, desprezando-se os efeitos de atrito e aceleração, ou seja (KUNII; LEVENSPIEL, 1991):

$$(1 - \varepsilon) = \frac{1}{(\rho_s - \rho_f) \cdot g} \cdot \frac{\Delta P}{\Delta h} \quad (3.23)$$

Em que ρ_s e ρ_f são as massas específicas do sólido e do fluido, g é a aceleração gravitacional e Δh é a distância entre os dois medidores de pressão. As técnicas nucleares permitem medir diretamente a fração volumétrica de sólidos no *riser*.

A massa específica média ρ_m [kg/m³] do catalisador no comprimento percorrido pela radiação é calculada pela Equação de Beer-Lambert, na forma proposta por Bartholomew e Casagrande (1957):

$$\rho_m = \frac{1}{\alpha_p D_i} \ln \frac{I_v}{I_f} \quad (3.24)$$

Em que:

α_p : coeficiente de absorção mássico m²/kg

D_i : diâmetro interno do *riser*, m

I_v e I_f : as intensidades da radiação gama no tubo vazio e com fluxo de catalisador, respectivamente.

A fração volumétrica de sólidos no *riser*, foi calculada segundo Wirth (1991), por:

$$(1 - \varepsilon) = \frac{1}{\alpha_{pD_i}} \ln \frac{I_v}{I_f} \quad (3.25)$$

onde ρ_p é definida em (2.28).

3.7 CONCENTRAÇÃO VOLUMÉTRICA DO CATALISADOR UTILIZANDO ATENUAÇÃO- γ

Uma fonte de raios- γ de Am-241 e um detector de NaI(Tl) com blindagens de chumbo foram instalados em um suporte de aço que mantém a geometria da fonte-*riser*-detector e que permite variar a distância do detector à fonte gama e à posição radial em uma dada seção transversal do *riser* (Figura 3.9). A blindagem da fonte de radiação gama foi confeccionada com uma espessura de 0,05 m, para bloquear a radiação no ambiente de medidas, permitindo ainda que o fluxo dessa radiação passe através de uma única abertura (colimador) e tenha sua intensidade avaliada pelo contador acoplado ao detector. A blindagem do detector tem uma estrutura de suporte de aço cujas dimensões são: 0,2 m de altura, 0,2 m de largura e 0,25 m de comprimento.

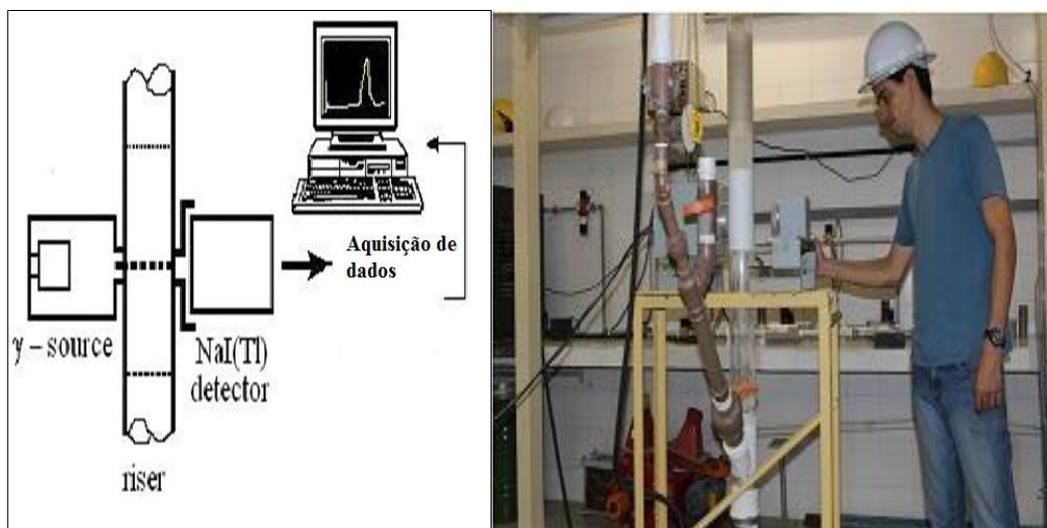


Figura 3.9 - Arranjo experimental utilizado nas medidas de atenuação de radiação- γ no *riser* da UPF

O feixe de radiação- γ era colimado para ser transmitido entre fonte e detector, alinhados diametralmente opostos ao *riser*. Esse colimador foi confeccionado para ser acoplado a uma blindagem também em chumbo, a qual revestia todo o detector. A abertura desse colimador era de 0,0055 m de diâmetro, enquanto que as dimensões do próprio colimador era de 0,075 m de diâmetro e 0,035 m de comprimento.

3.8 MODELAGEM MATEMÁTICA

A modelagem matemática de um escoamento bifásico gás-sólido pode ser representada por duas classes de modelos: Eulerianos (contínuos) e Lagrangeanos (partículas discretas) (SANTOS *et al*, 2012). Para o presente trabalho foi adotada uma abordagem Euleriana para modelar o escoamento com frações diluídas de sólidos, tendo em vista que este é o modelo multifásico mais complexo disponível no FLUENT versão 12. Os modelos Eulerianos consideram ambas as fases como um contínuo e totalmente interpenetrantes. Seguindo esta abordagem, as equações que regem cada fase são resolvidas separadamente.

Para descrever com precisão as equações que regem este tipo de escoamento, foram especificadas as propriedades físicas de cada fase. As equações utilizadas no presente trabalho são baseadas na teoria cinética de escoamento granular, desenvolvida por Gidaspow (1994). Esta teoria tem sido comprovada e validada por muitos pesquisadores: Sun e Gidaspow (1999), Neri e Gidaspow (2000), Huilin e Gidaspow (2003), Yunhauet *al.* (2006), Andreuxet *al.* (2007) e Jiradiloket *al.* (2006). Um resumo das equações referentes ao modelo matemático utilizado neste trabalho é apresentado a seguir:

3.8.1 Equações Governantes

As equações de continuidade (1 e 2) e de momento (3 e 4) para cada fase são apresentadas abaixo (SANTOS *et al*, 2012):

$$\text{Fase gasosa: } \frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g) + \nabla(\varepsilon_g \rho_g v_g) = 0 \quad (3.26)$$

$$\text{Fase sólida: } \frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s) + \nabla(\varepsilon_s \rho_s v_s) = 0 \quad (3.27)$$

$$\text{Fase gasosa: } \frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g v_g) + \nabla(\varepsilon_g \rho_g v_g v_g) = -\varepsilon_g \nabla P + \nabla \tau_g + \varepsilon_g \rho_g g + \beta(v_s - v_g) \quad (3.28)$$

$$\text{Fase sólida } \frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s v_s) + \nabla(\varepsilon_s \rho_s v_s v_s) = -\varepsilon_s \nabla P + \nabla \tau_s - \nabla p_s + \varepsilon_s \rho_s g + \beta(v_g - v_s) \quad (3.29)$$

Nas equações supracitadas os parâmetros “ ε ” “ ρ ” e “ v ” representam fração volumétrica, densidade e velocidade para as fases gasosa (g) e sólida (s). Nas equações de momento (3.28 e 3.29) “ β ” representa o coeficiente de troca de momento na interfase. Os termos P, p_s e τ_s representam respectivamente a pressão termodinâmica, a pressão da fase sólida e os tensores para cada fase.

3.8.2 CFD

O termo Fluidodinâmica Computacional é uma tradução literal do termo inglês “*Computational Fluid Dynamics*” (CFD) e pode ser descrito, de forma generalizada, como a simulação numérica de todos aqueles processos físicos e/ou físico-químicos que apresentam escoamento. A predição dos campos de concentração, velocidades, pressão, temperaturas, propriedades turbulentas e outras, são efetuadas através de modelos microscópicos baseados nos princípios gerais de conservação da massa, da energia e da quantidade de movimento, no domínio do espaço e do tempo (MARQUES, 2004).

Entretanto, o uso da simulação numérica, através de um processador computacional, deve ser bem fundamentado na teoria da mecânica dos fluidos para que os resultados gerados estejam o mais próximo possível da situação real. O uso da fluidodinâmica computacional é aplicado, muitas vezes, paralelamente com a parte experimental inserindo dessa forma os dados experimentais no modelo matemático. Comparando os resultados gerados na simulação numérica com os dados obtidos experimentalmente é possível validar ou não um modelo matemático para uma determinada situação.

Dentre as motivações para o uso da ferramenta de CFD na engenharia química pode-se destacar um trecho do relatório *Vision 2020 document for the U.S. Chemical Industry* intitulado “*Technology Roadmap for CFD*” que identificou as seguintes metas de desempenho para o uso de CFD:

- Diminuição do tempo entre pesquisa básica e projeto final de plantas industriais para 3-5 anos;
- Redução do consumo energia e melhoria da eficiência em 20%;

- Aumento da facilidade de projeto, com a diminuição dos riscos devido à redução ou eliminação de erros de projeto;
- Promoção de projetos inovadores;
- Redução do consumo de combustível por unidade de produto;
- Otimização dos processos, com aumento dos rendimentos.

No entanto, deve-se ter em mente que o CFD não é uma técnica livre de erros e que por si só é incapaz de eliminar a necessidade de realização de experimentos em bancadas e unidades piloto. Como o CFD trabalha com resoluções numéricas, pode haver mudanças nas equações originais, bem como erros associados a aproximações realizadas em cada iteração. Esse tipo de erro, originário da forma de resolução do problema, é conhecido como erro de truncamento (MIGUEZ, 2008).

3.8.3 Processo de Modelagem

Como já mencionado, as técnicas de CFD são ferramentas computacionais para simular o comportamento de sistemas envolvendo processos físicos e químicos diversos como transferência de massa, calor e quantidade de movimento. Para tanto, resolvem-se as equações próprias de cada modelo em uma determinada região de interesse onde condições de contorno são conhecidas. Basicamente, pode-se dividir o processo todo em 5 etapas(MIGUEZ, 2008).

- **Criação da Geometria:** nesta etapa é criada a geometria do domínio considerado, através de ferramentas CAD (*Computer Aided Design*);
- **Criação da Malha:** Depois é confeccionada uma malha sobre a geometria criada anteriormente, que corresponde à divisão do domínio em volumes de controle, nos quais é obtida a solução das equações propostas;
- **Pré-Processamento:** nesta etapa são escolhidos os modelos, as condições de contorno e os parâmetros para se obter a solução numérica;
- **Solução Numérica:** nesta etapa ocorre a solução numérica em si, sendo um processo não iterativo, salvo pela possibilidade das simulações em alterar alguns parâmetros simples e acompanhar pontos de monitoramento pré-definidos;

- **Pós-Processamento:** etapa onde os resultados são analisados através da criação de gráficos cartesianos, campo de variáveis, campos vetoriais, etc.

(MIGUEZ, 2008).

3.8.4 Geração da Geometria

A primeira etapa na resolução de qualquer problema por CFD é a geração da geometria do problema, isto é, a representação fiel e em escala do sistema que está sendo estudado. A geometria deve ser definida como o volume de controle do problema, isto é, ela representa a região na qual haverá escoamento (MIGUEZ, 2008).

3.8.5 Geração de Malha

Para a resolução de um problema de CFD é necessário proceder à discretização da geometria (no caso, pelo método dos volumes finitos). Se a geometria puder ser considerada como o domínio do problema, pode-se encarar cada elemento da malha como uma espécie de subdomínio, onde todas as equações serão resolvidas (MIGUEZ, 2008).

A Fluidodinâmica Computacional utiliza técnicas numéricas para a discretização do domínio estudado, convertendo as equações diferenciais parciais em sistemas de equações algébricas por meio da técnica de volumes finitos. A discretização é realizada pela geração de malhas, estruturadas uniformes ou não uniformes, não estruturadas e híbridas.

A malha estruturada é formada por elementos de formatos hexaedros, sejam ortogonais ou não. Malhas desse tipo sempre possuem o mesmo número de vizinhos e apresentam uma maior facilidade de geração associada ao alto grau intuitivo dos algoritmos numéricos empregados na solução dos problemas. A malha não estruturada, diferentemente das estruturadas, possui células com números diferentes de vizinhos e apresenta elementos de geometrias diversas como triângulos, tetraedros e prismas. Tal malha é mais aplicada em geometrias com maior complexidade, com presença de curvas e mudanças de direção devido à variedade de suas células. As malhas não uniformes são refinadas em certas regiões do domínio em que se deseja a obtenção de resultados mais detalhados. Já as malhas híbridas são uma mistura das malhas estruturadas e não estruturadas (MIGUEZ, 2008).

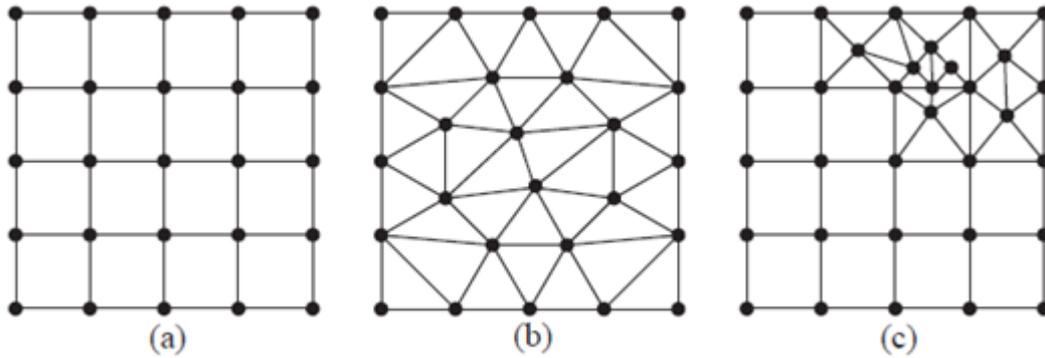


Figura 3.10 -Malha estruturada(a), não estruturada(b)e híbrida(c).

A precisão da solução em um problema de CFD depende do número de elementos e como estes estão distribuídos na malha. Em geral, a precisão da solução melhora com o aumento do número de elementos da malha. Contudo, é necessário balancear a precisão da solução através do refinamento da malha com o custo computacional de se obter a solução no "hardware" disponível.

3.8.6 Pré-Processamento

Esta etapa do pré-processamento tem por finalidade criar as condições viáveis para o *solver* resolver o problema físico. Os modelos físicos que serão utilizados na simulação são selecionados, além das propriedades do fluido e condições de contorno (planos de simetria, paredes isotérmicas e adiabáticas, por exemplo). Também se devem definir regiões de entrada e saída, além de locais definidos para a transferência de calor ou que haja periodicidade, assim como valores iniciais necessários para a resolução do sistema de equações em cada domínio de controle. Neste estágio, devem-se inserir todas as considerações relativas ao escoamento, ou seja, colocar todas as informações corretas para que a simulação ocorra sem erros ou sem gerar resultados não esperados.

É possível criar expressões a serem utilizadas na definição de alguns parâmetros, como densidade, viscosidade dinâmica, condutividade térmica, e mesmo monitoradas pelo controle da simulação.

3.8.7 Pós-Processamento

No pós-processamento é possível visualizar a geometria e volumes de controle, gerar vetores que indicam a direção e magnitude do escoamento, visualização da

variação de variáveis escalares (variáveis as quais têm apenas magnitude, sem direção, como a temperatura e pressão) em todo o domínio e obter vídeos de casos transientes.

3.8.8 Modelos de Turbulência κ - ϵ

O modelo κ - ϵ cai na classe dos chamados “modelos de duas equações”, é o modelo mais utilizado, pois oferece boa representação de uma ampla gama de fenômenos a baixo custo computacional. O nome “duas equações” vem do fato das escalas de velocidade e de comprimento assumirem uma equação de transporte cada (MARQUES, 2004).

O modelo $k - \epsilon$ é baseado na viscosidade efetiva de turbilhões, e assim:

$$\mu_{eff} = \mu + \mu_t$$

Onde, μ_t é a viscosidade turbulenta. O modelo $k - \epsilon$ assume que a viscosidade turbulenta é ligada à energia cinética e dissipação turbulenta pela relação:

$$\mu_t = C_\mu \rho_\alpha \left(\frac{k_\alpha^2}{\epsilon_\alpha} \right)$$

e,

$$G_k = \mu_t \left[\begin{array}{l} 2 \times \left(\frac{\partial v_{x,k}}{\partial x} \right)^2 + 2 \times \left(\frac{\partial v_{y,k}}{\partial y} \right)^2 + 2 \times \left(\frac{\partial v_{z,k}}{\partial z} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_{x,k}}{\partial y} + \frac{\partial v_{y,k}}{\partial x} \right)^2 \\ + \left(\frac{\partial v_{y,k}}{\partial z} + \frac{\partial v_{z,k}}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_{z,k}}{\partial x} + \frac{\partial v_{x,k}}{\partial z} \right)^2 \end{array} \right]$$

Onde C_μ é uma constante e G_k é o termo de geração da energia cinética turbulenta. Os valores de k e ϵ vem diretamente das equações diferenciais de transporte para a energia cinética turbulenta e taxa de dissipação turbulenta (MARQUES, 2004). Sendo assim, para o sistema multifásico temos:

$$\frac{\partial}{\partial t} (r_\alpha \rho_\alpha k_\alpha) + \nabla \cdot \left(r_\alpha \left(\rho_\alpha U_\alpha k_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_k} \right) \nabla k_\alpha \right) \right) = r_\alpha (P_\alpha - \rho_\alpha \epsilon_\alpha) + T_{\alpha\beta}^{(k)}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) + \nabla \cdot \left(r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha \varepsilon_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_\alpha}{\sigma_k} \right) \nabla \varepsilon_\alpha \right) = r_\alpha \frac{\varepsilon_\alpha}{k_\alpha} (C_{\varepsilon 1} P_\alpha - C_{\varepsilon 2} \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) + T_{\alpha\beta}^{(\varepsilon)}$$

Onde os termos adicionais $T_{\alpha\beta}^{(k)}$ e $T_{\alpha\beta}^{(\varepsilon)}$ representam os coeficientes de transferência entre fases k e ε , respectivamente. Onde $C_{\varepsilon 1}$, $C_{\varepsilon 2}$, C_μ , k e ε são constantes do modelo. A Tabela 3.1 apresenta os valores das constantes empíricas do modelo k - ε padrão.

Tabela 3.1: Valores das constantes empíricas do modelo k - ε padrão

Constante	$C_{\varepsilon 1}$	$C_{\varepsilon 2}$	C_μ	σ_k	σ_ε
Valor	0,09	1,44	1,92	1,00	1,30

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 VALIDAÇÃO EXPERIMENTAL DO MODELO DE SIMULAÇÃO EM CFD DO *RISER*

Os valores de densidade média ($840 \pm 3 \text{ kg/m}^3$) e da velocidade média do catalisador na coluna de retorno da UFP ($0,00071 \pm 0,00003 \text{ m/s}$) foram medidos para as seguintes condições de operação:

Pressão absoluta do ar: 203000 N/m^2

Temperatura ambiente = 23°C

Vazão volumétrica de ar = $0,00833 \text{ Nm}^3/\text{s}$ (500 NL/min)

Massa de circulação de catalisador na UPF = $7,5 \text{ kg}$

Diâmetro médio da partícula de catalisador = $0,000072 \text{ m}$

Nas condições comentadas anteriormente o cálculo do fluxo, ou taxa de circulação média de sólidos, na UPF, foi de $0,602 \text{ kg/m}^2/\text{s}$, o qual levado ao programa computacional (*Simulink/Matlab*) (Apêndice B.1), dando origem aos seguintes dados operacionais na entrada do *riser* da UPF:

fração volumétrica da fase gasosa (ϵ_g) = $0,9931$

fração volumétrica da fase sólida (ϵ_s) = $0,0069$

velocidade de fase gasosa (U_g) = $1,2590 \text{ m/s}$

velocidade da fase sólida (U_s) = $0,0581 \text{ m/s}$

Os dados anteriormente obtidos serviu de valores de entrada para simulação, em *CFD*, do perfil radial do catalisador no *riser* da UPF, mostrado pela Figura 4.1. As condições de simulação utilizadas foram:

- Software: FLUENT versão 12.0
- Pré-processador: GAMBIT versão 2.3.16
- Abordagem: Euleriana
- Tipo de malha: Estruturada
- Número de células: 60000
- Modelo de turbulência adotado: k-e
- Bases do modelo: Teoria cinética do escoamento granular (GIDASPOW, 1994).

Essas frações volumétricas foram simuladas em pontos axiais correspondentes a alturas medidas a partir da base do *riser* correspondentes a 0,580 m; 3,424 m; 5,308 m e; 5,640 m (Figura 4.1). Pode-se observar na referida figura que após o contato inicial entre os componentes desse escoamento gás-sólido, a distribuição radial do catalisador tende a se homogeneizar, proporcionalmente à distância da base do *riser*. Esse perfil radial de fração volumétrica foi obtido com medições na altura de 0,580m, num total de nove determinações, correspondentes às distâncias relativas ao centro do *riser* dadas por: 0,00; $\pm 0,21$; $\pm 0,42$; $\pm 0,63$ e; $\pm 0,84$ (Figura 4.1).

Para realização dos cálculos relativos à correlação entre as intensidades do feixe de radiação- γ , nas condições de fluxo e vazio (Equação 3.25), e a fração volumétrica de catalisador, foi utilizado um programa em linguagem *Matlab*(Apêndice B.2).

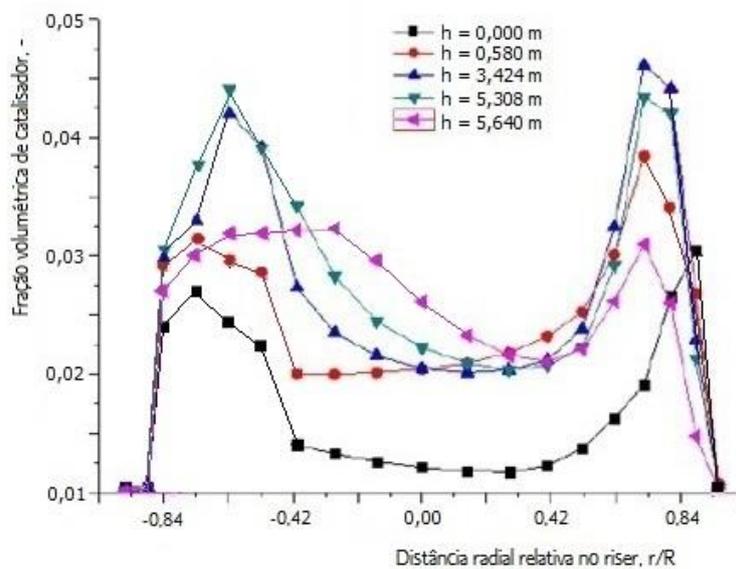


Figura 4.1 - Simulações de perfis radiais de frações volumétricas do catalisador a diferentes posições axiais no *riser* da UPF

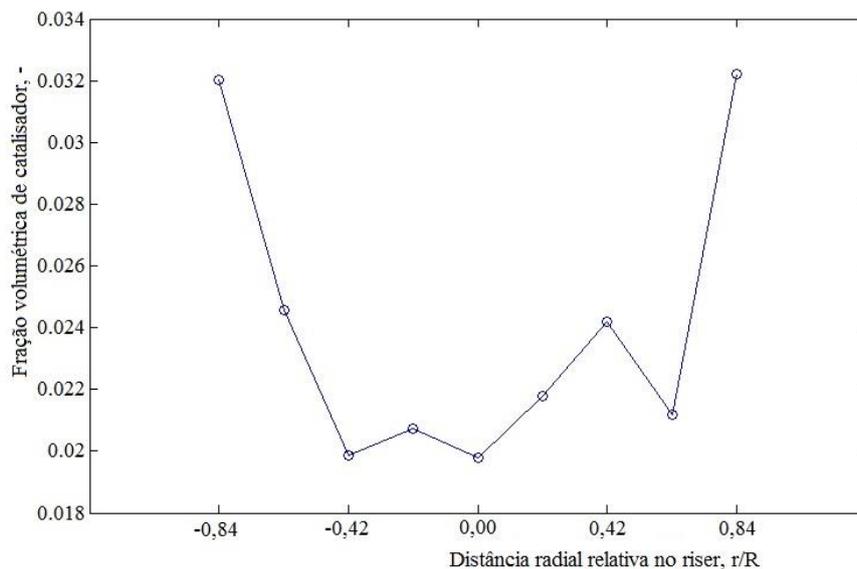


Figura 4.2 - Perfil de distribuição radial da fração volumétrica do catalisador a 0,58 m da base do riser da UPF

Identicamente ao perfil radial simulado de fração volumétrica do catalisador, o perfil experimental de fração volumétrica do catalisador mostrou algumas características do escoamento a saber:

- trata-se de um escoamento com uma distribuição parabólica de concentração de sólidos, sendo que a curvatura dessa parábola indica haver um mínimo dessa concentração em torno da região central do *riser*, ou seja, aparentemente anular;
- a forma de distribuição da fração volumétrica do catalisador, confirma o que se observa visualmente (*riser* transparente), de que existe um acúmulo de catalisador junto às paredes do *riser* em função do atrito das partículas sólidas com essas paredes e;
- uma vez que a distribuição de catalisador não é homogênea, na direção axial, observa-se que esse acúmulo de sólidos pode caracterizar a formação de *clusters*.

Para melhor visualização dos comentários anteriores foi elaborada a Figura 4.3, onde foram plotados simultaneamente os perfis simulado e experimental, no *riser* da UPF, à mesma altura de 0,58m. Na referida figura observa-se que ambos os perfis são muito próximos, com tendências de crescimento de fração volumétrica junto às paredes do *riser*. As discrepâncias existentes entre valores simulados e valores experimentais em posições axiais distantes do centro do *riser*, provavelmente podem ser provocadas pela instabilidade desses *clusters*, que se formam e desaparecem, transmitindo essa instabilidade para os valores experimentais.

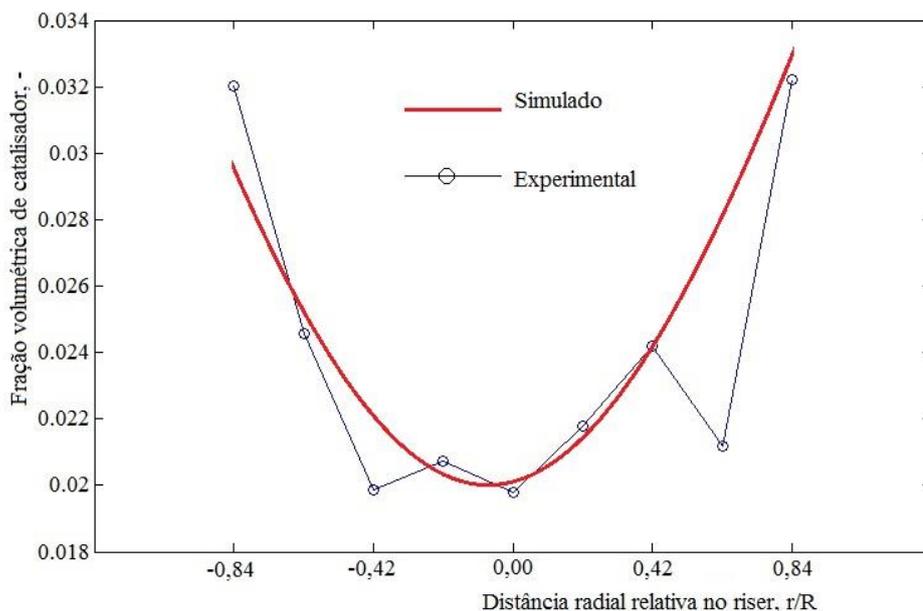


Figura 4.3 - Comportamentos simultâneos simulado e experimental da fração volumétrica do catalisador no *riser* da UPF

Uma preocupação importante em *riser* de FCC é o fator de deslizamento ou razão de escorregamento (*Slip ratio*). Esse fator é simplesmente definido como a razão entre a velocidade do gás e a velocidade das partículas do catalisador (CHANG; PASHIKANTI; LIU, 2012). O fator de deslizamento desempenha um papel importante na determinação do tempo de residência de reações e, assim, afeta a conversão total no *riser*. Para melhor entendimento da fluidodinâmica do escoamento no *riser*, obteve-se a simulação do *Slip ratio* (Figura 4.4) para os pontos de obtenção das respectivas frações volumétricas. Observa-se na referida figura que a razão de escorregamento entre o gás e o sólido é muito no centro do *riser*. Essa razão reduz-se à medida em que a distância radial aproxima-se das paredes, onde tanto gás quanto sólido perdem velocidades por atrito. Observa-se que na entrada do *riser*, na posição central a *Slip ratio* é da ordem de 120, caindo para valores em torno de 20 a partir de uma distância axial percorrida em torno de 10% da altura total do *riser*. Por outro lado, a uma distância radial relativa de 0,84, na entrada do *riser* a *Slip ratio* é de 3,4, caindo para cerca de 1,2 a partir de uma distância axial relativa de 6,0%.

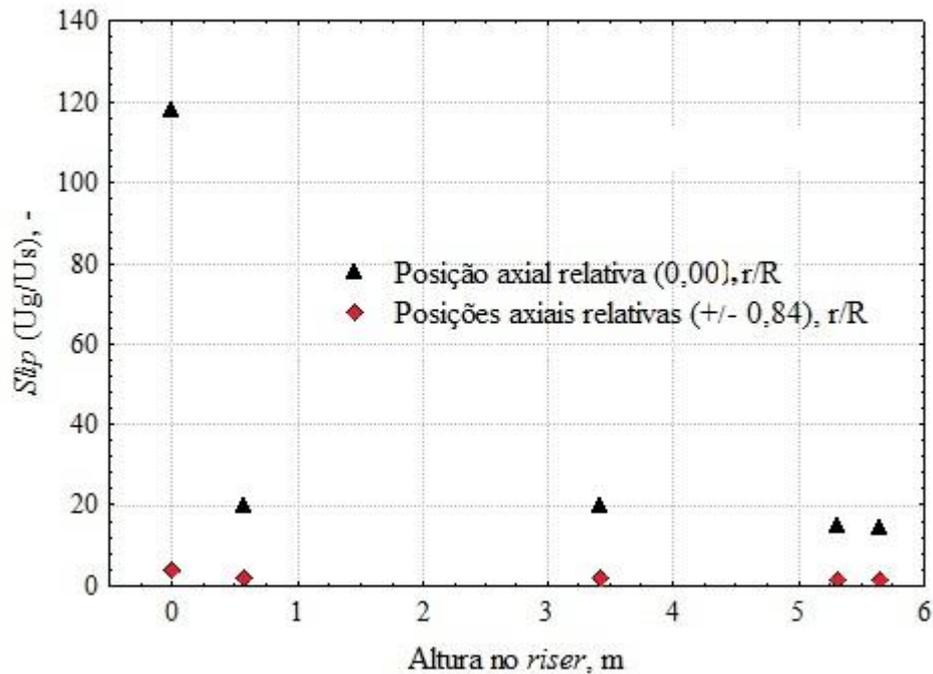


Figura 4.4 - Perfis axiais dos *Slips* (U_g/U_s) a diferentes alturas no *riser* da UPF

A literatura tem demonstrado que valores dessa *Slipratio* aproximam-se da unidade a medida em que o diâmetro do *riser* diminui, conforme Melo (2004). Em seus trabalhos o referido pesquisador, encontrou valores muito próximos de 1,1 para um *riser* de 0,023 m de diâmetro e no presente trabalho o valor médio da *Slipratio* na região de escoamento completamente desenvolvido ficou em torno de 1,2.

4.2 PREVISÃO DE COMPORTAMENTO DA FLUIDODINÂMICA DO *RISER*

Pela importância de suas influências na fluidodinâmica da UPF, foi aplicado um Delineamento Composto Central Rotacional (DCCR) (Tabela 4.1) ao *riser* dessa unidade piloto com auxílio de dados simulados em CFD, uma vez que os mesmos convergiram, em boa parte, com os dados experimentais. Como variáveis independente, ou fatores, foram utilizados a vazão volumétrica do ar comprimido (X_1) e a vazão mássica do catalisador (X_2) (ARAÚJO *et al*, 2009). Foram realizados um total de 12 experimentos, sendo 4 fatoriais completos, 4 pontos axiais e 4 pontos centrais (MYERS; MONTGOMERY, 2002). As variáveis resposta analisadas foram: a velocidade do catalisador (Y_1), a velocidade do gás (Y_2) e a pressão nas extremidades do *riser* (Y_3). Os critérios para a validação dos modelos de previsão foi a Análise de Variância (ANOVA) como componente básico da Metodologia de Superfície de Resposta (MSR).

Também foram analisados o erro experimental, a variância explicada, a constante de Fisher-Snedecor e o nível de confiança ou valor p (MONTGOMERY, 2004).

Tabela 4.1- Valores codificados e normais dos fatores para o DCCR utilizado

Fator	Código	Níveis				
		-1,41	-1	0	+1	+1,41
Vazão de ar, m ³ /h	X ₁	0,0096	0,010	0,013	0,015	0,016
Vazão mássica do Catalisador, kg/s	X ₂	0,002	0,005	0,012	0,019	0,022

As influências das variações dos fatores X₁ e X₂ sobre as variáveis dependentes Y₁, Y₂ e Y₃ encontram-se apresentadas na Tabela 4.2. Dois fatos marcantes são observados na referida tabela: i) um aumento da vazão mássica de catalisador provoca aumentos de velocidade do gás e aumento da queda de pressão, motivados pela redução da porosidade do gás e; ii) um aumento da vazão de ar por sua vez provoca aumentos das velocidades das fases, mas não é suficiente para provocar aumento de queda de pressão para esse tipo de escoamento.

As Tabelas de ANOVA de 4.3 a 4.5 apresentam dados relativos às análises de variâncias para validação dos modelos estatísticos de previsão das respostas investigadas. Nos casos das velocidades das fases as interações entre os fatores mostraram-se com baixa significância estatística, sinalizadas pelos valores da constante de Fisher-Snadecor (F) e dos níveis de confiança (p). Esta mesma interação apresentou significância no caso de previsão da queda de pressão através do *riser*, ou seja, não se pode fazer previsões de modificações desta variável resposta com base apenas na modificação isolada de qualquer um destes fatores.

Ainda com relação às tabelas de ANOVA, os termos lineares e quadráticos envolvendo os fatores apresentaram significância estatística dentro do intervalo de confiança considerado (95 %). Os valores de F críticos, ou calculados, apresentaram-se muito maiores que esses mesmos valores tabelados, conforme recomendações de Box e Wetz (1973). Acompanhando os valores de F os respectivos valores de p foram menores que 0,05, confirmando assignificâncias estatísticas dos mesmos.

Tabela4.2 -Matriz experimental para os resultados do DCCR utilizado

Run	Vazão do ar (m ³ /s)	Vazão mássica de catalisador (kg/s)	U _p -	U _g (m/s)	ΔP (N/m ²)
	X ₁	X ₂	Y ₁	Y ₂	Y ₃
1	0,010500	0,005000	1,41400	1,22800	11763
2	0,010500	0,019300	1,42000	1,22900	11963
3	0,014700	0,005000	1,98600	1,79200	11763
4	0,014700	0,019300	1,98300	1,79100	11863
5	0,009630	0,012200	1,29800	1,10500	11863
6	0,015570	0,012200	2,10800	1,91500	11863
7	0,012600	0,002088	2,10800	1,91500	11863
8	0,012600	0,022312	1,70500	1,51300	11963
9	0,012600	0,012200	1,71100	1,51900	11763
10	0,012600	0,012200	1,71500	1,52400	11768
11	0,012600	0,012200	1,70900	1,51600	11764
12	0,012600	0,012200	1,70600	1,51200	11758

Tabela 4.3 - Dados de ANOVA para o modelo de previsão* da velocidade docatalisador (Y₁)

Fator	Soma Quadrática	Graus de Liberdade	Média Quadrática	F	p
X ₁	0,644963	1	0,644963	25210,29	0,000001
X ₁ *X ₁	0,005617	1	0,005617	219,54	0,000667
X ₂	0,040770	1	0,040770	1593,60	0,000035
X ₂ *X ₂	0,033065	1	0,033065	1292,44	0,000047
X ₁ *X ₂	0,000001	1	0,000001	0,04	0,860750
Falta de ajuste	0,062036	3	0,020679	808,28	0,000074
Erro Puro	0,000077	3	0,000026		
Total	0,793311	11			

*92,2 %

Tabela 4.4 - Dados de ANOVA para o modelo de previsão da velocidade do ar no *riser* (Y_2)

Fator	Soma Quadrática	Graus de Liberdade	Média Quadrática	F	p
X_1	0,650112	1	0,650112	45621,91	0,000000
$X_1 * X_1$	0,005712	1	0,005712	400,84	0,000272
X_2	0,040536	1	0,040536	2844,60	0,000015
$X_2 * X_2$	0,032602	1	0,032602	2287,89	0,000020
$X_1 * X_2$	0,000020	1	0,000020	1,41	0,320589
Falta de ajuste	0,063460	3	0,021153	1484,44	0,000030
Erro Puro	0,000043	3	0,000014		
Total	0,799237	11			

* $R^2 = 92,0 \%$

Tabela 4.5 - Dados de ANOVA para o modelo de previsão* da queda de pressão no *riser* (Y_3)

Fator	Soma Quadrática	Graus de Liberdade	Média Quadrática	F	p
X_1	1232,61	1	1232,61	72,864	0,003378
$X_1 * X_1$	8969,40	1	8969,40	530,211	0,000179
X_2	24048,76	1	24048,76	1421,601	0,000041
$X_2 * X_2$	24837,36	1	24837,36	1468,218	0,000039
$X_1 * X_2$	2482,49	1	2482,49	146,748	0,001211
Falta de ajuste	9473,86	3	3157,95	186,677	0,000659
Erro Puro	50,75	3	16,92		
Total	66584,25	11			

* $R^2 = 86,0 \%$

Em todas as tabelas relativas aos resultados de ANOVA houveram indicações de faltas de ajustes nos modelos. Contudo, dois fatores recomendaram o uso desses mesmos modelos para previsões: i) os baixos valores dos erros experimentais (erros puros), o que já era esperado pelo uso de dados simulados (embora validados experimentalmente) e; ii) os valores consideráveis das variâncias explicadas, as quais são responsáveis pelas explicações de variações equivalentes a 92,0 %, 92,2 % e 86,0 % para as previsões dos valores de velocidade do catalisador, velocidade do ar e queda de pressão no *riser*, respectivamente.

A Figura 4.5 apresenta os diagramas de Pareto para as variáveis dependentes. Uma análise dos referidos diagramas mostra que:

- para a velocidade do gás (Figura 4.5(a)) o termo de maior contribuição positiva é o da vazão do gás seguido de vazão de sólidos, este último de contribuição negativa;

- para a velocidade do catalisador (Figura 4.5(b)) o termo de maior contribuição positiva é o de interação vazão do ar e vazão mássica do catalisador, seguido pela contribuição negativa da vazão mássica do catalisador e;
- para a queda de pressão através do *riser* (Figura 4.5(c)) os termos de maiores contribuições negativos são os de vazão mássica de sólidos (linear e quadráticos), seguidos pelo termo quadrático de vazão do gás.

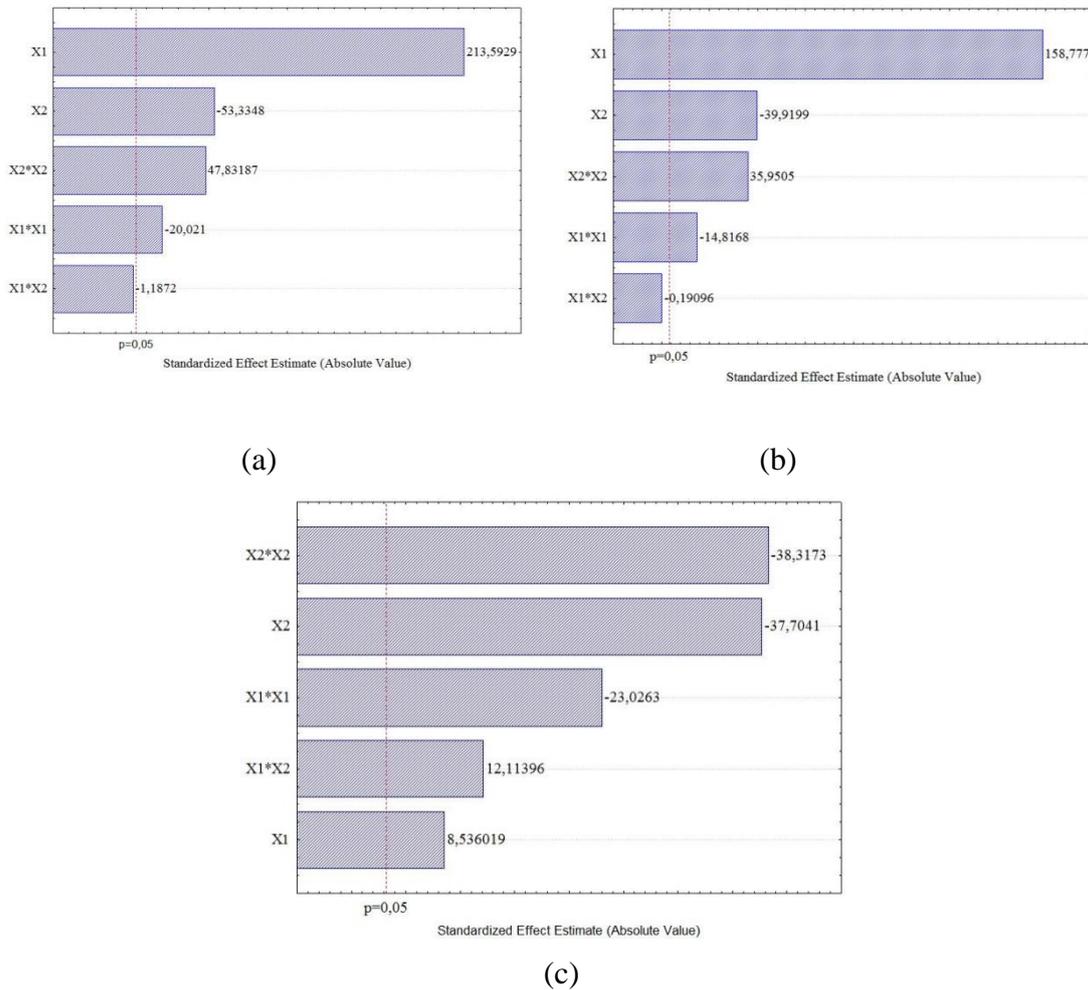


Figura 4.5 - Diagramas de Pareto para: (a) velocidade do ar comprimido; (b) velocidade do catalisador e; (c) queda de pressão no *riser*

A Figura 4.6 apresenta as curvas de nível das variáveis dependentes analisadas neste trabalho, permitindo as seguintes consideração:

- para a velocidade do ar (Figura 4.6(a)) o termo de interação entre as vazões de ar e catalisador não tem significância pouco considerável (curvas quase paralelas) de forma

que se pode fazer previsões sobre essa variável resposta levando-se em consideração apenas um dos fatores;

- para a velocidade do catalisador (Figura 4.6(b)) o termo de interação entre os fatores também não é considerável e também são válidas as considerações feitas para a velocidade do gás e;

- para a queda de pressão através do *riser* (Figura 4.6(c)) as considerações anteriores são contrárias àquelas feitas anteriormente, isto é, não se pode fazer previsões com base em variações de apenas um dos fatores.

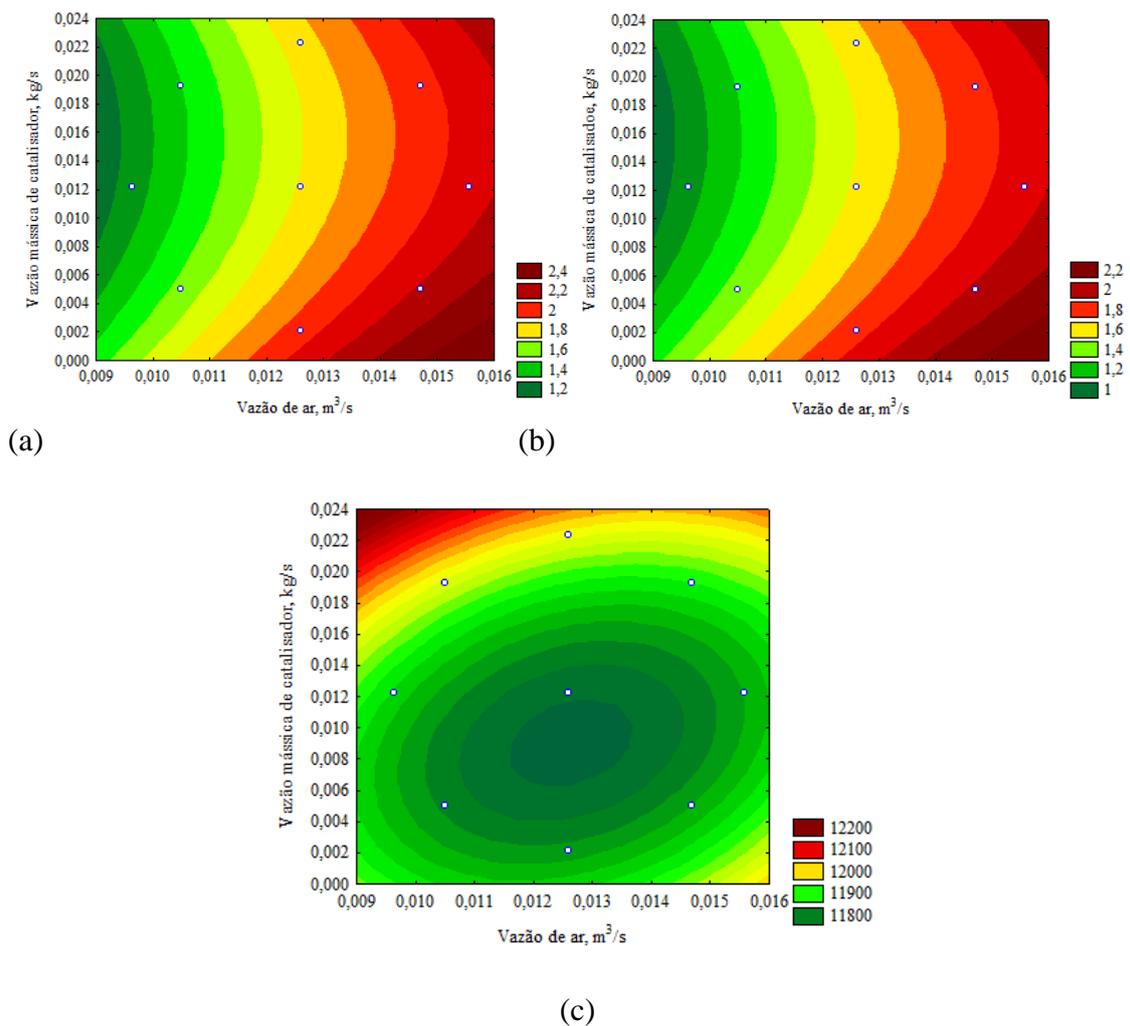


Figura 4.6 - Curvas de nível para: (a) velocidade do ar; (b) velocidade do catalisador e; (c) queda de pressão no *riser*

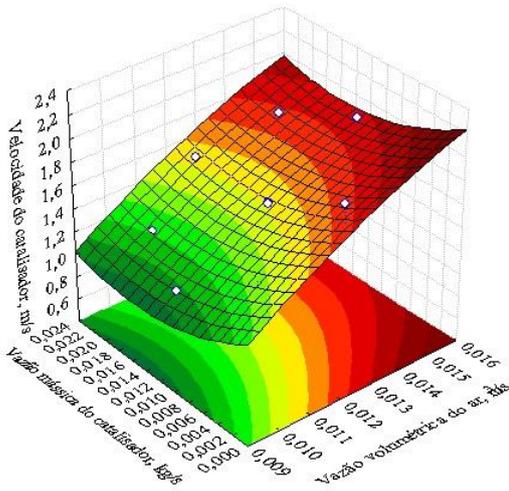
Os modelos estatísticos de previsão obtidos foram agrupados na Tabela 4.6 juntamente com valores respectivos das variâncias explicadas. Esses mesmos modelos foram utilizados para gerarem superfícies de respostas associadas às variáveis

dependentes em estudo (Figura 4.7). Quando comparadas as Figuras 4.7(a) e 4.7(b) demonstram valores correspondentes muito próximos entre as velocidades do catalisador e do gás ao logo do *riser*, justificando uma razão de escorregamento ou *slipratio* muito próxima da unidade.

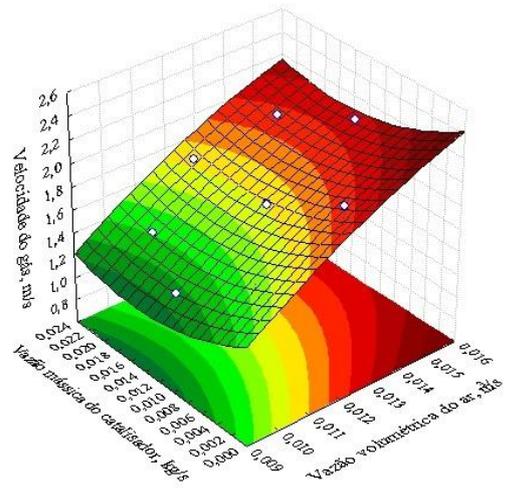
Tabela 4.6 - Modelos de previsão para as variáveis respostas

Variável Resposta	Modelo estatístico de previsão	R ²
Y ₁	$-0,77 + 308 \cdot X_1 - 6774 \cdot X_1^2 - 42 \cdot X_1 + 1396 \cdot X_2^2$	0,9206
Y ₂	$-0,77 + 308 \cdot X_1 - 6774 \cdot X_1^2 - 42 \cdot X_2 + 1396 \cdot X_2^2$	0,9217
Y ₃	$13018 + 199673 \cdot X_1 - 8488934 \cdot X_1^2 + 1037 \cdot X_2 - 1218534 \cdot X_2^2 + 1659139 \cdot X_1 \cdot X_2$	0,8600

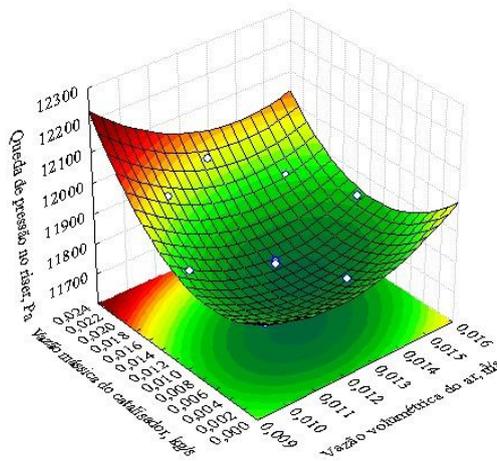
Observa-se ainda na Figura 4.7(c) que a queda de pressão passa por um valor mínimo com o crescimento das vazões de sólidos e gás, evidenciando os efeitos da redução de atritos entre os sólidos e entre estes e as paredes, bem como o aumento das distâncias entre as partículas sólidas com o aumento da vazão do gás. A queda de pressão, inicialmente alta devido à uma grande concentração de sólidos e baixa vazão de ar comprimido, reduz-se com a diminuição da concentração de sólidos, mas aumenta, em seguida, com o aumento da velocidade do gás.



(a)



(b)



(c)

Figura 4.7 - Superfícies de respostas obtidas com a aplicação do DCCR ao *riser* da UPF: (a) velocidade do catalisador; (b) velocidade do ar; (c) queda de pressão

Pode-se observar ainda nos gráficos gerados pelas superfícies de resposta que ocorre certa perda de sensibilidade, por essa associação de métodos, em certas regiões de escoamento considerado crítico (entrada e saída do *riser*).

5 CONCLUSÃO E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Foi possível validar o modelo de simulação em *CFD*, proposto para a fluidodinâmica do *riser*, a partir da técnica nuclear de atenuação- γ . Essa técnica apresentou considerável precisão em relação aos valores experimentais. Esses últimos, por sua vez, demonstram a grande importância de técnicas não intrusivas como ferramenta de estudo de modelos fluidodinâmicos em reatores do tipo *CFB*.

Apesar da utilização de um distribuidor de fluxo para o gás, existe uma grande diferença de velocidade entre a posição radial central do *riser* e as regiões mais próximas das paredes. Essa diferença fica bem estabelecida no centro do *riser*, mais especificamente na entrada, onde pouco catalisador entra em contato com o fluxo de gás. Observa-se através das paredes da UPF dispersões do catalisador, após o contato com o gás, tanto no sentido radial como axial, mas o caminho preferencial central inicial, permanece ao longo de todo o comprimento axial do *riser*.

Durante a operação da UPF observou-se, através das paredes do *riser*, que regiões de instabilidade como suas extremidades requerem métodos especiais de análise, semelhante à técnica de distribuição de probabilidade, para interpretações adequadas de valores experimentais. Dessa forma, conseguir-se-á gerar um banco de dados com capacidade de validação de modelos fluidodinâmicos de simulação, nessas regiões de difícil acesso a técnicas de medidas intrusivas.

O planejamento de experimentos tipo DCCR, associado à técnica de análise tipo MSR, apresenta-se como excelente ferramenta para estudos preliminares em Fluidodinâmica de *riser*. A partir dessas metodologias pode-se obter reforço para interpretações de fenômenos ilustrados pela aplicação da técnica de *CFD*. Contudo, pode-se observar nos gráficos gerados pelas superfícies de resposta que ocorre certa perda de sensibilidade, por essa associação de métodos, em certas regiões de escoamento considerado crítico (entrada e saída do *riser*).

Como sugestão para futuros trabalhos, os comportamentos das variáveis dependentes podem ganhar mais detalhamentos em pontos críticos do escoamento, com a aplicação de DCCR's a trechos individuais do *riser*, como regiões de extremidades e região central.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABRAHAMSEN, A. R.; GELDART, D. Behavior of Gas-Fluidized Beds of Fine. **Powder Technology**, v. 35, n. 26, p. 35 – 46, 1980.

ALI, H.; ROHANI, S. Dynamic Modeling and Simulation of a *Riser*-Type Fluid Catalytic Cracking Unit. **Chemical Engineering Technology**, v. 20, p. 118-130, 1997.

ALVES, J.J.N.; MARTIGNONI, W.P.; MORI, M. Fluid Dynamic Modeling and Simulation of Circulating Fluidized Bed Reactors: Importance of the Interface Turbulence Transfer. **Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences**, v. 23, n.1, p. 91 – 104, 2001.

ANDREUX, R.; PETIT, G.; HEMATI M.; SIMONIN, O. Hydrodynamic and solid residence time distribution in a circulating fluidized bed: Experimental and 3D computational study. **Chemical Engineering Process**. v. 47, p. 463–473, 2007.

AQUINO FILHO, A.; DANTAS, C.C.; CRISPINO, M. L.; LIMA, E.A.O.; dos SANTOS, V.A., A gamma ray tomography design for catalyst concentration reconstruction in a FCC type riser. In: International Nuclear Atlantic Conference, 2005, Santos, SP. **Resumosexpandidos**. Santos, SP: ABEN, 2005.

ARAÚJO, J.S.C.; SANTOS, V.A.; DANTAS, C.C.; LUNA-FINKLER, C.L.; SOUZA, J.E.G. Principal component analysis in an experimental cold flow model of a fluid catalytic cracking unit by gammametry. In: International Nuclear Atlantic Conference, 2009, Rio de Janeiro, RJ. **Resumosexpandidos**. Rio de Janeiro, RJ: ABEN, 2009, p. 140 – 149.

ARMSTRONG L.M.; LUO K.H.; GU S. Two-dimensional and three-dimensional computational studies of hydrodynamics in the transition from bubbling to circulating fluidized bed. **Chemical Engineering Journal**, v.160, n. 1. p. 239–248, 2010.

BAEYENS, J.; GELDART, D. An investigation into slugging fluidized beds. **Chemical Engineering Journal**, v. 29, p. 255-265, 1974.

BARTHOLOMEW, R.N.; CASAGRANDE, R.M. **Industry and Engineering Chemical**, v. 49, n.3, p. 428-431, 1957.

BEECKMANS, J. M. Solids volume fraction at the injection point in a pneumatic transport line. **Powder Technology**, v. 67, n. 1, p. 67 – 69, 1991.

BLASETTI, A.; LASA, H. de. FCC *Riser* Unit Operated in the Heat-Transfer Mode: Kinetic Modeling. **Industrial Engineering and Chemistry Research**, v. 36, n. 8, p. 3223 – 3229, 1997.

BOX, G. E. P.; WETZ, J. Criteria for judging adequacy of estimation by an approximate response function. **University of Wisconsin Technical Report Madison**, n. 9, 1973.

CASTILHO, G.J. **Determinação experimental das distribuições radial e axial de concentração de sólidos em uma seção riser utilizando sonda de fibras ópticas.**Dissertação de Mestrado. Campinas, SP: UNICAMP, 2007.

CHANG, A.; PASHIKANTI, K.; LIU, Y.A., **Refinery Engineering: integrated process, modeling and optimization.** Germany: Wiley VCH and Co., 2012. 498 p.

CHEN, Y. Recent advances in FCC technology. **Powder Technology**, v. 163,p. 2–8, 2006.

DANTAS, C.C.; NARAIN, R.; dos SANTOS, V.A.; MELO, A.C.B, **Journal Radio.andNucl. Chemical** v. 269, n. 2, p. 425-428, 2006.

DUDUKOVIC, M. P. Relevance of Multiphase Reaction Engineering to Modern Technological Challenges. **IndustrialEngineering Chemical Research**,v. 46, n. 25.p. 8674 – 86866, 2007.

GAO, J.; LAN, X.; FAN, Y.; CHANG, J.; WANG, G.; LU, C.; XU, C. Hydrodynamics ofgas–solid fluidized bed of disparately sized binary particles. **Chemical Engineering Journal**, v. 64, n. 20.p. 4302–4316, 2009.

GELDART ,D.Estimation of basic particle properties for use in fluid-particle process calculations.**Powder Technology**, v.60, n. 1, 1990.

GELDART, D. Estimation of basic particle properties for use in fluid-particle process calculations,**Powder Technology**, v. 60, n. 1, p. 1 – 13, 1990.

GELDART, D. Gas Fluidization Technology. **Wiley Interscience**, 1986).

GELDART, D. Types of gas fluidization.**Powder Technology**, v. 7, n. 5, p. 285-292, 1973.

GELDART, D. Types of gas fluidization.**Powder Technology**, v. 7, p. 285-292, 1973.

GIDASPOW, D.**Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Description.**USA: Academic Press IC, 1994. 467 p.

HE, W.; GE, S. S.; HOW, B. V. E.; CHOO, S.; HONG, K-S. Robust adaptive boundary control of a flexible marine riser with vessel dynamics.**Automatica**, v. 47, n. 4, p. 722 – 732, 2011.

HUILIN, L.; GIDASPOW, D. Hydrodynamic simulations of gas–solid flow in a riser, **IndustrialEngineering Chemical Research**. v. 42, p. 2390–2398, 2003.

JACI, C.S.C.B. **Simulação de Escoamento Gás-Sólido em um Duto Cilíndrico Vertical em Leito Fluidizado Rápido Aplicando a Técnica CFD.**Dissertação de Mestrado. Campinas, SP: UNICAMP, 2005.

JACQUES, R.; CLARKE, T.; MORIKAWA, S.; STROHAECKER, T. Monitoring the structural integrity of a flexible *riser* during dynamic loading with a combination of non-destructive testing methods. **NDT & E International**, v. 43, n. 6, p. 501-506, 2010.

JIRADILOK, V.; GIDASPOW, D.; DAMRONGLERD, S.; KOVES, W.; Mostofi, R. Kinetic theory based CFD simulation of turbulent fluidization of FCC particles in a riser. **Chem. Engineering Science** v. 61, p. 5544–5559, 2006.

KAEWUNRUEN, S.; CHIRAVATCHRADJ, J.; CHUCHEEPSAKUL, S. Nonlinear free vibrations of marine *risers*/pipes transport fluid. **Ocean Engineering**, v. 32, n.3/4, p. 417 – 440, 2005.

KASHYAP, M.; GIDASPOW, D.; KOVES, W.J. Circulation of Geldart D type particles: Part I – High solids fluxes. Measurements and computation under solids slugging conditions. **Chemical Engineering Science**, v. 66, p. 183 – 206, 2011.

KIM, J-S.; TACHINO, R.; TSUTSUMI, A. Effects of solids feeder and *riser* exit configuration on establishing high density circulating fluidized beds. **Powder Technology**, v.187, n.1, p. 37–45, 2008.

KNOWLTON, T. M. Tools and techniques for diagnosing and solving operating problems in fluidized bed systems. *Oil & gas Science Technology - Rev. IFP*, v.55, n. 2, p. 209 - 217, 2000.

KNOWLTON, T.; KARRI, S., Results of CFB Riser Modeling Challenge Problem 2. Presented at Session 197: Industrial Applications of Circulating Fluidized Beds, **AIChE Annual Meeting**, p. 4-9, 2001.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. 2. ed, USA: Butterworth-Heinemann, 1991. 491p.

LAN, X.; CHUNMING, X.; WANG, G.; WU, L.; GAO, J. CFD modeling of gas–solid flow and cracking reaction in two-stage *riser* FCC reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 64, n. 17, p. 3847 – 3858, 2009.

LEUNG, L.S.; WILES, R.J. A quantitative design procedure for vertical pneumatic conveying systems. **Industrial Engineering Chemical Research**, v.15, n. 4, p. 522-557, 1976.

MARQUES FILHO, J. **Estudo da fase térmica do processo Claus utilizando fluidodinâmica computacional**. Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, SP: USP, 2004. 76 p.

MATHIESEN, V.; SOLBERG, T.; HJERTAGER, B. H. An experimental and computational study of multiphase flow behavior in a circulating fluidized bed. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 26, n. 3, p. 387–419, 2000.

MELO, A. C. B. A. **Validação de modelos matemáticos para descrever a fluidodinâmica de um riser utilizando atenuação gama**. Tese de Doutorado. Recife, PE: UFPE, 2004, 165 p.

MIGUEZ, M. F. **Estudo em CFD do escoamento de líquido e da geração de área efetiva em recheios estruturados.** Graduação (Engenharia Química). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química. Rio de Janeiro, RJ: UFRJ, 2008. 53 p.

MILIOLI, C. C.; MILIOLI, F. E. Reaching the Statistical Steady State Regime in Two-Fluid Simulation of Risers. **Powder Technology**, v. 167, n. 1, p. 26-32, 2006.

MINETO, Andreza T. **Simulação numérica de escoamentos gás-sólido em leito fluidizado borbulhante utilizando a teoria cinética dos escoamentos granulares.** Dissertação de Mestrado. Bauru, SP: UNESP, 2009. 88 p.

MONTGOMERY, D.C. **Design and analysis of experiments.** 6. ed. New York: J. Wiley & Sons, 2004. 649 p.

MUDDE, R. F.; BRUNEAU, P. R. P.; VANDERHAGEN, T. H. J. J. Time- Resolved gamma – Densitometry Imaging within Fluidized Beds. **Industrial Engineering Chemical Research**, v. 44, n. 16, p. 6181 – 6187, 2005.

MYERS, R. H.; MONTGOMERY, D. C. **Response Surface Methodology: process and product optimization using designed experiments.** 2. ed. New York: John Wiley & Sons, 2002.

NAYAK, S. V.; JOSHI, S. L.; RANADE, V. V. Modeling of vaporization and cracking of liquid oil injected in a gas–solid riser. **Chemical Engineering Science**, v. 60, n. 22, p. 6049 – 6066, 2005.

NERI, A.; GIDASPOW, D. Riser hydrodynamics: simulation using kinetic theory. **AIChE J**, v. 46, p. 52–67, 2000.

PENG, B.; ZHANG, C.; ZHU, J. Numerical study of the effect of the gas and solids distributors on the uniformity of the radial solids concentration distribution in CFB riser. **Powder Technology**, v. 212, p. 89 – 102, 2011.

PUCHYR, D. M. J. **A predictive model for a circulating Fluidized Bed Riser Reactor.** Tese de Doutorado. Calgary, Canadá: University of Calgary, 1998. 216 p.

RABINOVICH, E.; KALMAN, H. Flow regime diagram for vertical pneumatic conveying and fluidized bed systems. **Powder Technology**, v. 207, n. 1/3, p. 119 – 133, 2011.

RHODES, M. J. **Introduction to Particle Technology.** 2ed, England: Wiley, 1998. 441 p.

ROSA, L.M. **Simulação de Reações e Consumo de Calor em Reatores Riser.** Dissertação de Mestrado. Campinas, SP: UNICAMP, 2002. 92 p.

SANTOS, K.A.L; LIMA FILHO, H.J.B.; LUNA-FINKLER, C.; DANTAS, C.C.; SANTOS, V.A. **CFD aplicado a uma unidade piloto de FCC a frio.** In: XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 19, 2012, Búzios, RJ: ABEQ, 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.

SHAH, M.T.; UTIKAR, R. P.; TADE, M.O.; PAREEK, V. K. Hydrodynamics of an FCC *riser* using energy minimization multi scale drag model. **Chemical Engineering Journal**, v. 168, n. 2, p. 812 – 821,2011.

SHI, H.; WANG, Q.; WANG, C.; LUO, Z.; NI, M.; CEN, K. PIV measurement of the gas-solid flow pattern in a CFB riser. In **Circulating Fluidized Bed Technology VII**; Grace, J., Zhu, J., de Lasa, H., Eds.; Canadian Society of Chemical Engineering: Ontario, Canada; p. 161-168. 2002.

SISSOM, L.E.; PITTS, D.R. **Fenômenos de Transporte**, Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1979. 765p.

SOUZA, J. A. **Simulação numérica e otimização termodinâmica de risers de Craqueamento Catalítico em leito fluidizado para a máxima produção de combustíveis**. Tese de Doutorado. Curitiba, PA: UFPA, 2004. 210 p.

STEMERDING, S. The pneumatic transport of cracking catalyst in vertical *risers*. **Chemical Engineering Journal**, v. 17, n. 8, p. 599 – 608, 1962.

STRUMILLO, C. KUDRA, T. Drying: Principles, Applications and Desing. In: Topics in Chemical Engineering, Gordon and Breach Science Publishers, v. 3, 1986.

SUN, B.; GIDASPOW, D. Computation of circulating fluidized-bed riser flow for the fluidization VIII benchmark test. **Ind. Eng. Chem**, v. 38, p. 787–792, 1999.

THEOLOGOS, K. N.; MARKATOS, N.C. Advance Modeling of Fluid Catalytic Cracking “*riser*” – Type Reactors. **AIChE Journal**, v. 39, n. 6, p. 1007 – 1017,1993.

WANG, X.; GAO, S.; XU Y.; ZHANG, J. Gas-solid flow patterns in a novel dual-loop FCC *riser*. **Powder Technology**, v. 152, p. 90-99, 2005.

WANG, X.; LIAO, L.; FAN, B.; JIANG, F.; XU, X.; WANG, S.; XIAO, X., Experimental validation of the gas–solid flow in the CFB riser. **Fuel Processing Technology**, v. 91, p. 927–933, 2010.

WEN, C. Y.; YU, Y. H. A generalized method for predicting minimum fluidization velocity. **AIChE Journal**, v. 12, n. 3, p. 610 – 612, 1966.

WU, C; CHENG, Y.; DING, Y.; JIN, Y., CFD–DEM simulation of gas–solid reacting flows in fluid catalytic cracking (FCC) process. **Chemical Engineering Science**, v. 65 p. 542 – 549, 2010.

YAGI, S.; MUCHI, I. **Chemical Engineering Journal**, v. 16, p. 307 - , 1952.

YUNHAU, Z.; HUILIN, L.; YURONG, H.; DING, J.; LIJIE, Y. Numerical prediction of combustion of carbon particle clusters in a circulating fluidized bed riser. **Chem. Eng. J.** v.118, p. 1–10, 2006.

APÊNDICES

APÊNDICE A.

Tabela A1 - Dados experimentais para estimativa da massa específica de catalisador na coluna de retorno de UPF

Medida	Volume (m ³)	Massa de catalisador (kg)	Massa Específica (kg/m ³)
1	0,00119	0,999	844
2	0,00119	1,002	845
3	0,00118	0,992	838
4	0,00118	0,989	837
5	0,00118	0,991	838
Valor médio			840
Erro médio			± 3

Tabela A2 - Dados experimentais para cálculos da velocidade média do catalisador na coluna de retorno da UPF

Medida	Distância percorrida (m)	Tempo de trânsito (s)	Velocidade Média do catalisador (m/s)
1	0,11199	155,55	0,00072
2	0,10969	158,97	0,00069
3	0,11100	150,00	0,00074
4	0,11099	168,18	0,00066
5	0,10900	143,42	0,00076
Valor médio			0,00071
Erro médio			± 0,00003

Com a UPF em operação, após o estabelecimento de um regime estacionário:

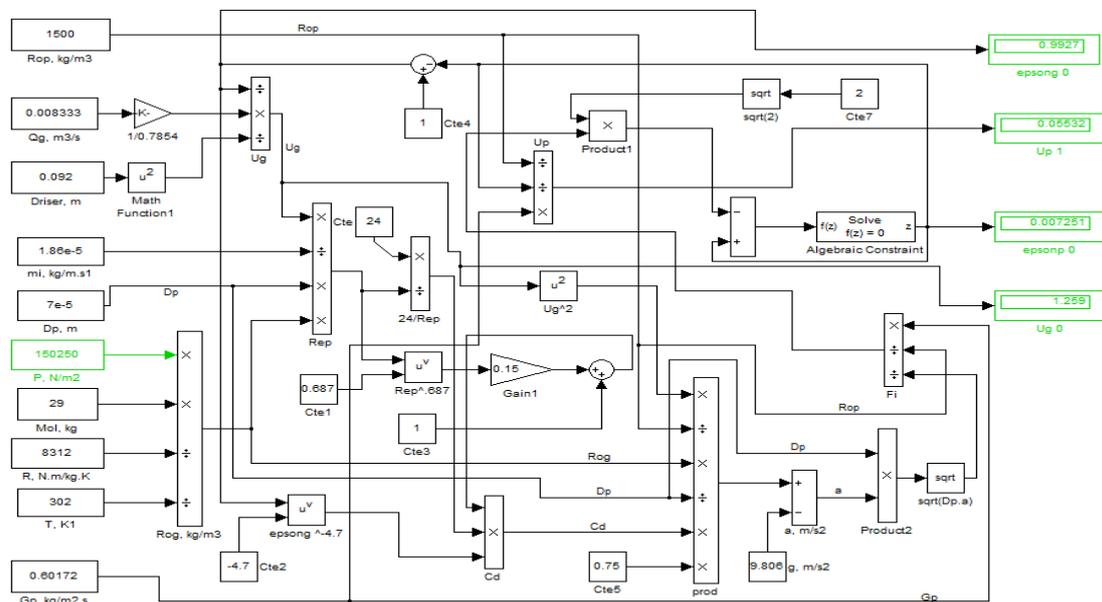
As condições de medição de atenuação são apresentados na Tabela A3.

Tabela A3 - Condições experimentais utilizadas para medidas da fração volumétrica do catalisador no riser da UPF

Parâmetro	Valor
Fonte- γ	Am-241; 200 mCi
Abertura fonte-colimador	0.0055 m
Abertura detector-colimador	0.01 m
Tempo de contagem	30 s
Canais	68.6 keV
Centróide	34 ch
Tempo morto	10.8%
Erro	$\pm 0.17\%$
Distância fonte-detector	0.085 m

APÊNDICE B.

Programa *Simulink/Matlab* para estimativa da velocidade do catalisador na entrada do riser



B.1 Programa *Matlab* para estimativa da fração volumétrica no *riser* obtidas a partir da interação detector/fonte.

```

% PROGRAMA "PERFIL"
% novo Perfil do Riser 1/8/2012
% perfil tubo vazio
Av=[838918 658458 624956 683080 697881 708866 708037 704266 ...
692182 667676 592877 747821 830971];
% Perfil com a mesma concentração A1 = A2
A1=[831656 701541 592078 646343 663051 669497 669724 663224 ...
650340 636618 561517 751307 833864];
A2=[844203 666169 593996 654880 668835 667697 667912 674504 ...
651220 637091 559927 739345 821540];
xp=[9.5 10.5 11.5 12.5 13.5 14.5 15.5 16.5 17.5 18.5 19.5 20.5 ...
21.5];
Ri=9.5/2;
iu=-5:5;Cr=2*sqrt(4.5^2-iu.^2);Cr=real(Cr);
mi=-6:6;Ci=2*sqrt(5^2-mi.^2);Ci=real(Ci);
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% MEDIAS CENTRO DO TUBO VAZIO
A=[702049 703383 702177 702702 703090 702728 702240 703481 ...
703528 703276];
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% MEDIDAS NO CENTRO DO TUBO COM A CONCENTRAÇÃO DO
PERFIL
I=[669943 670128 669937 672605 671735 670496 671078 ...
670667 669620 668028];
%Medidas no centro do tubo com variação de concentração
I1=[690729 691115 687453 689674 689460 689607 690940 690789 ...
690151 688213];
I2=[693047 695761 693230 692491 692706 690242 689913 691381 ...
689373 690708];
I3=[693793 694802 693371 694734 692144 694915 694113 695243 ...
694340 693586];
Ib=mean(I);I1b=mean(I1);Ib2=mean(I2); Ib3=mean(I3);
vt=var(I);vt1=var(I1);vt2=var(I2);vt3=var(I3);
st=sqrt(vt);st1=sqrt(vt1);st2=sqrt(vt2);st3=sqrt(vt3);
sti=Ib-st;sts=Ib+st;sti=sti*ones(1,10);sts=sts*ones(1,10);
ds=st/10;ds1=st1/10;ds2=st2/10;ds3=st3/10;
r1=A./I;r2=A./I1;r3=A./I2;r4=A./I3;
%dp=sqrt(Ib);dp1=sqrt(I1b); dp2=sqrt(I2b); dp3=sqrt(I3b);
u=0.331;p=0.85;D=9.5;
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% PERFIL
Az=Av(2:12);Ac1=A1(2:12);Ac2=A2(2:12);
es1=1./(u*p*Cr).*log(Az./Ac1);
ez1=1./(u*p*Ci).*log(Av./A1);
me1=mean(es1);dv1=std(es1);
es2=1./(u*p*Cr).*log(Az./Ac2);
ez2=1./(u*p*Ci).*log(Av./A2);
me2=mean(es2); dv2=std(es2);
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% CENTRO DO TUBO
es3=1/(u*p*D).*log(A./I); % Concentração do perfil
me3=mean(es3);dv3=std(es3);
es4=1/(u*p*D).*log(A./I1);
me4=mean(es4);dv4=std(es4);
es5=1/(u*p*D).*log(A./I2);
me5=mean(es5);
es6=1/(u*p*D).*log(A./I3);
me6=mean(es6);
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% GRAFICOS
%Distribuição radial ES cat. circulação

```

```

plot(me3,mean(r1),'o',me4,mean(r2),'+',me5,mean(r3),'x',me6,mean(r4),'
*')
figure
plot(xp,Av./835000,'o')
figure
plot(iu,es1,'-o',iu,es2,'-^')
xlabel('r/R'),ylabel('fração volumétrica')
figure
plot(mi,ez1,'-o',mi,ez2,'-^',(xp-15.5),Av/(35*835000),'-x')
xlabel('r/R'),ylabel('fração volumétrica')
legend('fração volumétrica perfil tubo vazio -x')

```