



Programa de  
Recursos  
Humanos



anp  
Agência  
Nacional do  
Petróleo



FINEP

## **PROGRAMA EQ-ANP**

**Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria  
do Petróleo e Gás Natural**



# **OTIMIZAÇÃO DA GEOMETRIA DE CICLONES PARA A RETENÇÃO DE CATALISADOR EM REATORES DE UNIDADES DE FCC**

**Heloisa Barros Bastos**

## **Projeto de Final de Curso**

**Orientador(es)**

**Prof. Ricardo de Andrade Medronho, Ph.D.**

**Andréa Gonçalves Bueno de Freitas, M.Sc.**

**João Victor Barbosa Alves, Eng.º**

**Dezembro de 2011**

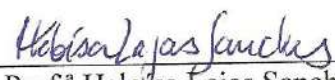
# OTIMIZAÇÃO DA GEOMETRIA DE CICLONES PARA A RETENÇÃO DE CATALISADOR EM REATORES DE UNIDADES DE FCC

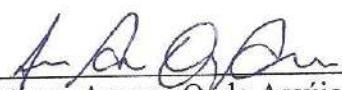
*Heloisa Barros Bastos*

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Programa Escola de Química/Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria de Petróleo e Gás Natural, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenharia Química com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Refino e Processamento.

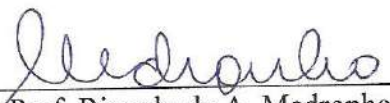
Aprovado por:

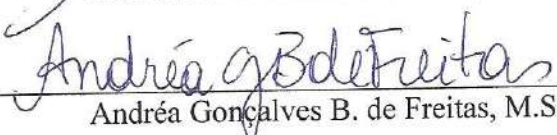
  
Prof. Alexandre C. Leiras Gomes, D.Sc.

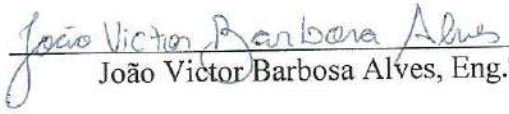
  
Prof.<sup>a</sup> Heloisa Lajas Sanches, D.Sc.

  
Cristiano Agenor O. de Araújo, M.Sc.

Orientado por:

  
Prof. Ricardo de A. Medronho, Ph.D.

  
Andréa Gonçalves B. de Freitas, M.Sc.

  
João Victor Barbosa Alves, Eng.<sup>o</sup>

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Dezembro de 2011

Bastos, Heloisa Barros.

Otimização da geometria de ciclones para a retenção de catalisador em reatores de unidades de FCC / Heloisa Barros Bastos. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2011.

xiii, 50 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2011.  
Orientador(es): Ricardo de Andrade Medronho, Andréa Gonçalves Bueno de Freitas e João Victor Barbosa Alves.

1. CFD. 2. FCC. 3. ciclones. 4. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Ricardo de Andrade Medronho, Andréa Gonçalves Bueno de Freitas e João Victor Barbosa Alves. I. Título.

Dedico este trabalho a minha família, que me deu todo o apoio necessário durante a faculdade e que sempre acreditou em mim.

*“Se o infinito não quisesse que o homem fosse sábio, não teria lhe dado a faculdade de saber.”*

Manly P. Hall

*“O que sabemos é uma gota, o que desconhecemos é um oceano.”*

Isaac Newton

## AGRADECIMENTOS

A Deus, por tudo.

Ao prof. Ricardo de Andrade Medronho, pela orientação durante a elaboração do trabalho.

Ao apoio financeiro da **Agência Nacional do Petróleo – ANP** – e da **Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP** – por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás – PRH-ANP/MCT, em particular ao **PRH 13** (a Alzirene Rodrigues Ferreira, ao prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, ao prof. Carlos Augusto G. Perlingeiro e ao prof. Eduardo Mach Queiroz), da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

A Andréa Gonçalves Bueno de Freitas pela atenção, colaboração e amizade durante a co-orientação do trabalho.

A João Victor Barbosa Alves pela enorme ajuda durante a elaboração das malhas no ICEM e pelo suporte durante as simulações.

A Eduardo Rangel Braga por sempre estar disposto a ajudar a resolver os problemas que surgiam nas simulações.

A Luciana Barros Bastos, minha irmã gêmea e amiga, por me apoiar e incentivar nos momentos difíceis e por estar ao meu lado durante toda a faculdade.

A minha família, pela compreensão e apoio.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheira Química com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Refino e Processamento.

## **OTIMIZAÇÃO DA GEOMETRIA DE CICLONES PARA A RETENÇÃO DE CATALISADOR EM REATORES DE UNIDADES DE FCC**

Heloisa Barros Bastos  
Dezembro, 2011

Orientadores: Prof. Ricardo de Andrade Medronho, Ph.D.  
Andréa Gonçalves Bueno de Freitas, M.Sc.  
João Victor Barbosa Alves, Eng.º

O craqueamento catalítico em leito fluidizado, FCC, é de grande importância dentro da indústria de refino de petróleo, pois converte frações pesadas de baixo valor, como o gasóleo de vácuo, em derivados leves mais nobres, como a gasolina e o GLP.

No processo de FCC, o catalisador, a altas temperaturas, vindo do regenerador, encontra com a carga na base do *riser*, vaporizando-a. A mistura então ascende pelo reator tubular enquanto a reação de craqueamento se processa. Os gases de hidrocarbonetos formados são separados das partículas de catalisador nos ciclones presentes no vaso separador. Esses gases são destinados para a seção de fracionamento, enquanto o catalisador segue para o retificador, onde são removidos hidrocarbonetos que tenham sido arrastados ou que tenham ficado nele impregnados, e depois para o regenerador, aonde ocorre a combustão do coque. No regenerador, as partículas de catalisador são separadas dos gases de combustão também por meio de ciclones.

Os ciclones são equipamentos de separação sólido-gás capazes de operar em condições severas de temperatura e pressão, como as que existem em unidades de FCC. Embora a eficiência de separação dos ciclones de FCC já seja alta, qualquer aumento de eficiência representa uma economia para a refinaria, já que o catalisador é utilizado em grandes quantidades e possui um custo elevado.

O objetivo do trabalho consiste em avaliar, através da fluidodinâmica computacional, o efeito do diâmetro do *overflow*, da largura do duto de alimentação e do comprimento do *vortex finder* na eficiência de separação de ciclones típicos do vaso separador de uma unidade de FCC, obtendo-se, ao final, a geometria ótima, isto é, a que proporciona a máxima eficiência de separação. Para obtenção das geometrias a serem estudadas, foi feito um planejamento experimental do tipo composto central rotacional inscrito com três pontos centrais.

As simulações foram realizadas utilizando-se o pacote computacional ANSYS 12.1, de acordo com as seguintes etapas: criação da geometria no DesignModeler; da malha no ICEM; pré-processamento e processamento no Fluent; e análise dos resultados no CFD-Post.

Os resultados mostraram que o comprimento do *vortex finder* não tem efeito sobre a eficiência de separação granulométrica reduzida e que o parâmetro geométrico que mais a influencia é a largura do duto de alimentação. O ciclone ótimo possui um diâmetro de *overflow* de 120 mm e largura do duto de alimentação de 45 mm e apresenta uma eficiência granulométrica reduzida de aproximadamente 84% para partículas de 4 µm.

Abstract of a Final Project presented to Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Chemical Engineer with emphasis on Petroleum and Natural Gas – Refining and Processing.

## **CYCLONE GEOMETRY OPTIMIZATION FOR CATALYST RETENTION IN REACTORS OF FCC UNITS**

Heloisa Barros Bastos  
December, 2011

Supervisors: Ricardo de Andrade Medronho, Ph.D.  
Andréa Gonçalves Bueno de Freitas, M.Sc.  
João Victor Barbosa Alves, Eng.

Fluid catalytic cracking, FCC, is of great importance to refinery industry because it converts heavy fractions, like gas oil, in more valuable light derivatives, such as gasoline and LPG.

In FCC process, catalyst at high temperatures, coming from regenerator, meet the feed in the bottom of the riser, vaporizing it. The mixture rises through the tubular reactor while the cracking reaction occurs. The produced hydrocarbon gases are separated from catalyst particles in cyclones of the disengager vessel. These gases go to the fractionating column while the catalyst goes to the stripper, where hydrocarbons that were dragged or that were impregnated in it are removed and then goes to the regenerator, where the coke combustion happens. In the regenerator, catalyst particles are also separated from combustion gases in cyclones.

Cyclones are solid-gas separation equipments capable of operating in severe conditions of temperature and pressure, such as those that exist in FCC units. Although FCC cyclone separation efficiency is already high, any increase in its efficiency represents a saving for the refinery, once catalyst is used in large amount and its cost is high.

The aim of this work is to evaluate, by computational fluid dynamics, the effect of the overflow diameter, the feed duct width and the vortex finder length in the separation efficiency of a typical disengager vessel cyclone of a FCC unit, getting, in the end, the optimal geometry, i.e., that one which provides the maximum separation efficiency. To obtain the geometries to be studied, it was made an inscribed rotational central composite experimental design with three central points.

The simulations were performed using ANSYS 12.1 software, according to the following steps: creation of geometry in DesignModeler and grid in ICEM; preprocessing and processing in Fluent; and analysis of the results in CFD-Post.

The results showed that the vortex finder length has no effect on the cyclone reduced granulometric separation efficiency and the geometric parameter that most affects it is the feed duct width. The optimal cyclone has an overflow diameter of 120 mm and a feed duct width of 45 mm and a reduced granulometric efficiency of approximately 84% for particles with a diameter of 4  $\mu\text{m}$ .



## Índice

1	Introdução .....	1
1.1	Refino no Brasil .....	1
1.2	Processo de Refino.....	4
1.2.1	Processos de Separação.....	5
1.2.2	Processos de Conversão .....	5
1.2.3	Processos de Tratamento.....	6
1.3	A Unidade de FCC.....	7
1.4	Ciclones .....	11
2	Objetivo .....	15
3	Revisão Bibliográfica .....	16
4	Fluidodinâmica Computacional (CFD) .....	19
4.1	Modelagem .....	21
4.1.1	Turbulência.....	22
5	Metodologia.....	24
5.1	Geometria.....	24
5.1.1	Planejamento Experimental.....	24
5.2	Malha .....	30
5.2.1	Teste de malha.....	31
5.3	Configurações .....	32
6	Resultados.....	35
6.1	Teste de malha .....	35
6.2	Simulações .....	36
6.2.1	Ciclone Ponto Central .....	36
6.2.2	Todos os Ciclones .....	38
6.3	Ajuste do Modelo aos Dados Experimentais .....	41
6.4	Otimização .....	42
7	Conclusões .....	44
8	Referências Bibliográficas .....	45
	APÊNDICE .....	49

## Índice de Figuras

Figura 1. Ampliação da capacidade de produção. ....	3
Figura 2. Fluxograma do processo de refino. ....	4
Figura 3. Unidade de craqueamento fluido catalítico da REDUC e da RECAP. ....	6
Figura 4. Esquemas típicos de um conversor de unidades de FCC (a) da Petrobras e (b) da KBR. ....	8
Figura 5. Evolução da terminação do <i>riser</i> . ....	10
Figura 6. Ciclones do vaso separador de uma unidade de FCC. ....	11
Figura 7. escoamento do gás no interior do ciclone com entrada tangencial e perfil de velocidade tangencial no interior de um ciclone. ....	12
Figura 8. Desenho esquemático do ciclone: (a) vista superior (b) vista frontal. ....	13
Figura 9. Exemplo de malha (a) estruturada e (b) não estruturada. ....	20
Figura 10. Etapas da resolução numérica de problemas em CFD. ....	21
Figura 11. Delineamento Composto Central para três fatores. ....	25
Figura 12. Comparação entre dois tipos de DCC, para dois fatores ( $k = 2$ ). ....	26
Figura 13. Desenho esquemático com as dimensões, em centímetros, dos parâmetros geométricos mantidos constantes para todos os ciclones. ....	28
Figura 14. Geometria dos ciclones 1 a 11. ....	29
Figura 15. Geometria dos ciclones 12 a 17. ....	30
Figura 16. Malha hexaédrica do ciclone ponto central. ....	31
Figura 17. Posições em que os perfis de velocidades tangenciais foram analisados no teste de malha e indicação da origem dos eixos. ....	35
Figura 18. Perfis de velocidades tangenciais do gás. ....	36
Figura 19. Corte axial demonstrando os perfis de velocidade tangencial e de pressão no interior do ciclone. ....	37
Figura 20. Linhas de corrente no ciclone ponto central. ....	37
Figura 21. Distribuição de frações volumétricas de catalisador no interior dos ciclones 1 ao 9. ....	39
Figura 22. Distribuição de frações volumétricas de catalisador no interior dos ciclones 10 a 17. ....	40
Figura 23. Ajuste do modelo aos dados experimentais. ....	41

## Índice de Tabelas

Tabela 1. Refinarias no Brasil. ....	2
Tabela 2. Capacidade das refinarias da Petrobras e volume processado (milhares de barris/dia) em 2009. ....	2
Tabela 3. Faixa de variação (mm). ....	24
Tabela 4. Dimensões dos ciclones (mm). ....	27
Tabela 5. Tamanho das malhas. ....	31
Tabela 6. Propriedades do ar e da partícula utilizados na simulação. ....	33
Tabela 7. Definição dos parâmetros da simulação. ....	34
Tabela 8. Eficiência granulométrica reduzida e razão de fluido dos ciclones obtidos no planejamento experimental. ....	38
Tabela 9. Comparação entre o ciclone ótimo e o ciclone 15. ....	43
Tabela 10. Dimensões, em centímetros, do modelo e do protótipo (ciclone real). ....	49

## Nomenclatura

$B_c$  – largura do duto de alimentação

BTX – benzeno, tolueno e xileno

C – número de Courant

$C_D$  – coeficiente de arraste

CFD – *Computational Fluid Dynamics* (fluidodinâmica computacional)

Comperj – complexo petroquímico do Rio de Janeiro

D – diâmetro

$D_c$  – diâmetro da parte cilíndrica

DCC – Delineamento Composto Central

DCCC – Delineamento Composto Central Circunscrito

DCCI – Delineamento Composto Central Inscrito

DEA - dietanolamina

$d_{50}$  – diâmetro de corte (diâmetro para o qual a eficiência de separação é de 50%)

$E_T$  – eficiência total de coleta

$\vec{F}$  – somatório das forças de sustentação, massa virtual e força de interação entre as fases

FCC – *Fluid Catalytic Cracking* (Craqueamento Catalítico em Leito Fluidizado)

G – eficiência granulométrica

GLP – gás liquefeito de petróleo

$H_c$  – altura do duto de alimentação

HCO – *heavy cycle oil* (óleo pesado de reciclo)

$\ell$  – comprimento do *vortex finder*

LCO – *light cycle oil* (óleo leve de reciclo)

$L_t$  – comprimento total

MEA – metiletanolamina

$m_{part}^{entrada}$  – vazão mássica de partículas na entrada

$m_{part}^{overflow}$  – vazão mássica de partículas no *overflow*

$m_{part}^{underflow}$  – vazão mássica de partículas no *underflow*

MSR – modelo de superfície de resposta

OD – óleo decantado

OPEP – Organização dos Países Exportadores de Petróleo

PIB – produto interno bruto  
Q – vazão volumétrica  
RASf – resíduo asfáltico  
RAT – resíduo atmosférico  
RECAP – refinaria de Capuava  
REDUC – refinaria Duque de Caxias  
 $R_f$  – razão de fluido  
RNEST – refinaria do Nordeste  
 $\vec{R}_{pq}$  – força de interação entre as fases  
RSM – *Reynolds stress model* (modelo das tensões de Reynolds)  
RV – resíduo de vácuo  
u – magnitude da velocidade do ar  
UFCC – Unidade de craqueamento fluido catalítico  
v – velocidade  
 $v_{inlet}$  – velocidade na entrada  
 $W_S$  – vazão mássica de sólidos na entrada  
 $W_{S_d}$  – vazão mássica de sólidos com diâmetro d na entrada  
X – variável independente (fator)  
Y – variável dependente

## LETRAS GREGAS

$\alpha_q$  – fração volumétrica da fase q  
 $\beta$  - coeficiente do modelo proposto  
 $\delta_{ij}$  – função delta de Kronecker  
 $\Delta P$  – queda de pressão  
 $\Delta t$  – passo de tempo  
 $\Delta x$  – *cell-volume*  
 $\varepsilon$  – taxa de dissipação turbulenta  
 $\kappa$  – energia cinética turbulenta  
 $\mu_t$  – viscosidade turbulenta  
 $\mu$  – viscosidade

$\rho$  – densidade

$\vec{\tau}$  – tensor-tensão

## SOBRESCRITO

' - reduzido

## SUBSCRITOS

mod - modelo

o - *overflow*

p - fase p

prot - protótipo

q - fase q

s - sólido

u - *underflow*

## GRUPOS ADIMENSIONAIS

$$Re = \frac{\rho_q |\vec{v}_p - \vec{v}_q| d_p}{\mu_q}$$

Re é o número de Reynolds relativo para a fase primária q e a fase secundária p

$$Stk_{50} = \frac{2(\rho_s - \rho) Q d_{50}^2}{9\pi\mu_c^3}$$

Número de Stokes baseado em  $d_{50}$

$$Eu = \frac{\pi^2 \Delta P D_c^4}{8\rho Q^2}$$

Número de Euler

# 1 Introdução

## 1.1 Refino no Brasil

O Brasil é o país que mais cresce fora da Organização dos Países Exportadores de Petróleo (OPEP), de acordo com o presidente da Petrobras, José Sérgio Gabrielli de Azevedo. O país é líder em termos de capacidade de produção, desenvolvimento tecnológico e conhecimento da produção em águas profundas.

O petróleo, no estado em que é extraído do solo, tem pouquíssimas aplicações. Para que ele tenha seu potencial energético plenamente aproveitado, bem como sua utilização como fonte de matérias-primas, deve-se submetê-lo a processos de separação, conversão e tratamentos.

O refino de petróleo constitui a separação desse insumo, via processos físico-químicos, em frações de derivados, que são processados em unidades de conversão e tratamento até os produtos finais.

Os produtos finais do refino de petróleo dividem-se em três categorias:

- Combustíveis (gasolina, diesel, óleo combustível, GLP, querosene de jato, querosene, coque de petróleo, óleos residuais) – cerca de 90% dos produtos de refino no mundo;
- Produtos acabados não combustíveis (solventes, lubrificantes, graxas, asfalto e coque);
- Intermediários da indústria química (nafta petroquímica, etano, propano, butano, etileno, propileno, butilenos, butadieno, benzeno, tolueno e xileno (BTX)).

Atualmente o Brasil possui 16 refinarias de petróleo, sendo a maior parte delas da Petrobras, conforme indicado na Tabela 1. No entanto, o aumento do consumo de combustíveis como gasolina, diesel e querosene de aviação fez com que a oferta de combustíveis derivados de petróleo se tornasse inferior à demanda.

**Tabela 1.** Refinarias no Brasil.

Refinaria	Município (UF)	Início de operação
Replan - Refinaria de Paulínia	Paulínia (SP)	1972
RLAM - Refinaria Landulpho Alves	São Francisco do Conde (BA)	1950
Revap - Refinaria Henrique Lage	São José dos Campos (SP)	1980
Reduc - Refinaria Duque de Caxias	Duque de Caxias (RJ)	1961
Repar - Refinaria Presidente Getúlio Vargas	Araucária (PR)	1977
Refap - Refinaria Alberto Pasqualini S.A.	Canoas (RS)	1968
RPBC - Refinaria Presidente Bernardes	Cubatão (SP)	1955
Regap - Refinaria Gabriel Passos	Betim (MG)	1968
Recap - Refinaria de Capuava	Mauá (SP)	1954
Reman - Refinaria Isaac Sabbá	Manaus (AM)	1956
Pólo de Guamaré - Pólo Industrial de Guamaré	Guamaré (RN)	2000
Riograndense - Refinaria de Petróleo Riograndense S.A.	Rio Grande (RS)	1937
Manguinhos - Refinaria de Petróleos de Manguinhos S.A.	Rio de Janeiro (RJ)	1954
Lubnor - Lubrificantes e Derivados de Petróleo do Nordeste	Fortaleza (CE)	1966
Univen - Univen Refinaria de Petróleo Ltda.	Itupeva (SP)	2007
Dax Oil - Dax Oil Refino S.A.	Camaçari (BA)	2008

(Fonte: Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2011 - ANP)

Em vista disso, a Petrobras, ao longo dos últimos anos, fez melhorias nas suas refinarias já existentes, como ampliação, modernização e otimização de processos, no intuito de aumentar a capacidade de produção (Tabela 2) e também direcioná-la para os derivados com maior demanda no mercado interno.

**Tabela 2.** Capacidade das refinarias da Petrobras e volume processado (milhares de barris/dia) em 2009.

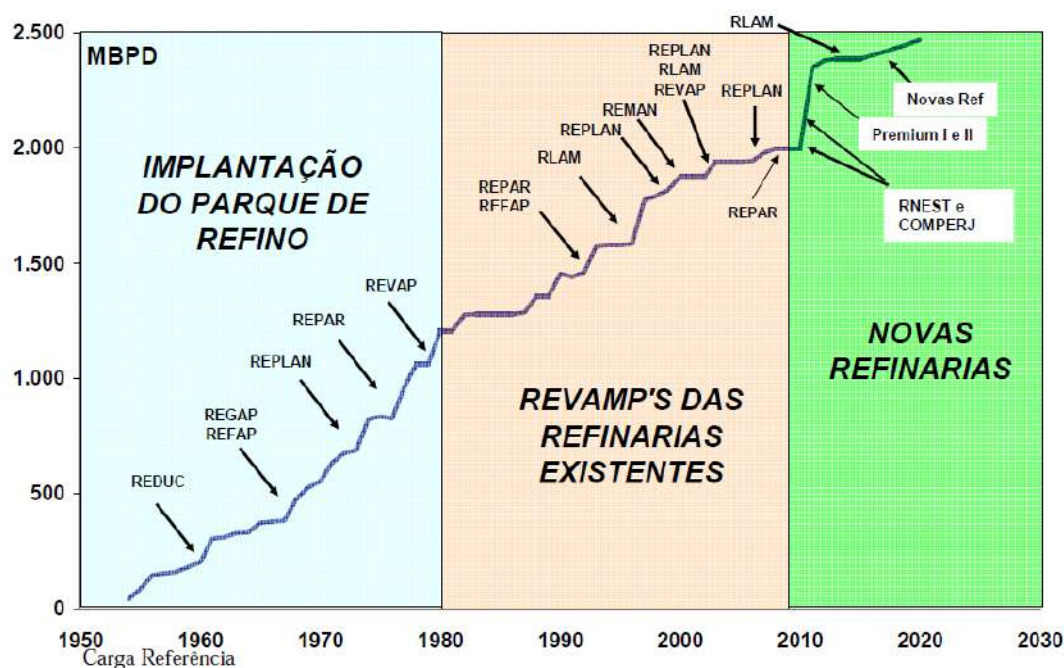
Refinarias	Capacidade Instalada (Mbpd)	Volume Processado (Mbpd)
Paulínia - Replan (SP)	365	324
Landulpho Alves - Rlam (BA)	279	254
Duque de Caxias -Reduc (RJ)	242	256
Henrique Lage - Revap (SP)	251	205
Alberto Pasqualini - Refap (RS)	189	142
Pres. Getúlio Vargas - Repar (PR)	189	183
Pres. Bernardes - RPBC (SP)	170	168
Gabriel Passos - Regap (MG)	151	143
Manaus - Reman (AM)	46	39
Capuava - Recap (SP)	53	45
Fortaleza - Lubnor (CE)	7	6

(\*) Inclui apenas as refinarias com participação acionária igual ou maior que 50%.

(Fonte: Capacidade das Refinarias - Petrobras)

Entretanto, chegou-se a um ponto em que a ampliação da capacidade de processamento só seria possível com a construção de novas refinarias (Figura 1). RNEST (Refinaria do Nordeste ou Refinaria Abreu e Lima), Comperj (Complexo Petroquímico do Rio de Janeiro) e Refinarias Premium I e II são as novas refinarias que irão integrar o parque de refino brasileiro.





**Figura 1.** Ampliação da capacidade de produção.

(Fonte: <[http://www.fgv.br/fgvprojetos/Arq/controle\\_arq/106.pdf](http://www.fgv.br/fgvprojetos/Arq/controle_arq/106.pdf)>)

RNEST, situada em Pernambuco, processará 230 mil barris diários, focando na produção de diesel e deve começar a produzir em 2012. O Comperj, em Itaboraí, no Rio de Janeiro, será constituído por duas refinarias, com a mesma capacidade de processamento (165 mil barris/dia de petróleo), e por uma central petroquímica. A primeira refinaria deve entrar em operação em 2013 e a segunda, em 2018.

Já as refinarias Premium I e II, no Maranhão e no Ceará, respectivamente, foram projetadas para processar o petróleo extraído do pré-sal e exportar derivados. A refinaria Premium I, no Maranhão, que será a maior refinaria da América Latina, começará a operar em 2016 e terá capacidade para processar 600 mil barris/dia. Já a Premium II, no Ceará, inicia a produção em 2017 e terá capacidade para 300 mil barris/dia (BOSCO, 2010; LIMA E MAGNABOSCO, 2011).

Além de atender à demanda interna por combustíveis derivados do petróleo, a construção de novas refinarias no Brasil trará outras vantagens, como por exemplo: redução da exportação de petróleo nacional pesado; exportação de derivados de elevada qualidade e alta margem; redução da importação de produtos leves (diesel, GLP, nafta petroquímica); redução dos custos logísticos, seja na exportação de petróleo, seja pela importação de derivados; aumento do PIB brasileiro (geração de empregos, fomento à indústria metal-

mecânica e melhoria na infra-estrutura) e desenvolvimento social (melhoria da renda, elevação da escolaridade e saúde).

## 1.2 Processo de Refino

O refino de petróleo (Figura 2) começa com a destilação do óleo cru em frações de hidrocarbonetos. A maior parte dos produtos da destilação é posteriormente convertida em outros produtos de maior uso através da mudança de tamanho ou de estrutura das moléculas de hidrocarbonetos através de craqueamento, reforma ou outro processo de conversão. Estes produtos convertidos são então submetidos a vários processos de tratamento e separação, tais como extração e hidrotratamento para remoção de constituintes indesejáveis e melhorar a qualidade do produto. Refinarias integradas incorporam operações de fracionamento, conversão, tratamento e mistura e podem também incluir processamento petroquímico.

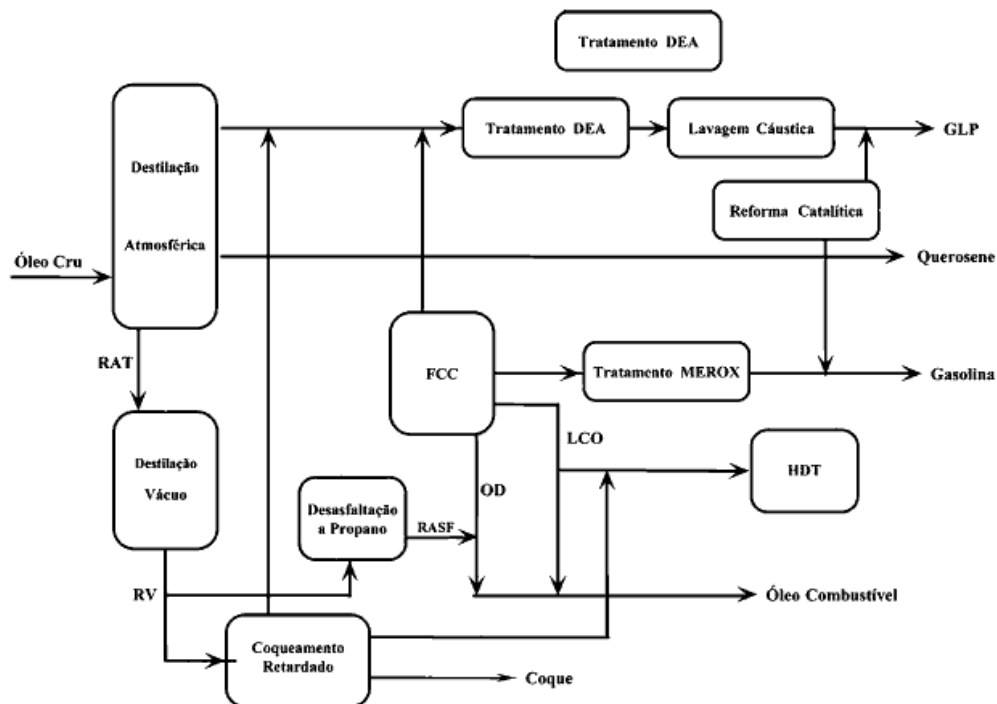


Figura 2. Fluxograma do processo de refino (GOMES, 2007).

Os processos de refino de petróleo podem ser classificados quanto à natureza em processos de separação, conversão e tratamento.

### **1.2.1 Processos de Separação**

Trata-se da separação dos constituintes da carga (petróleo cru) em diferentes frações de hidrocarbonetos baseada na diferença das propriedades físico-químicas das frações.

A destilação separa as frações de acordo com a temperatura de ebulição, podendo ser à pressão atmosférica ou a vácuo.

A destilação atmosférica opera à pressão atmosférica e tem como produtos laterais o óleo diesel, o querosene, e a nafta pesada. Pelo topo saem vapores de nafta leve e GLP, que são condensados fora da torre, para, posteriormente, serem separados. O resíduo da destilação atmosférica que deixa o fundo da coluna geralmente segue para a destilação a vácuo.

A destilação a vácuo é necessária para separar as frações pesadas existentes no resíduo atmosférico sem que haja decomposição térmica dessas frações, já que a pressões reduzidas as temperaturas de ebulição são menores. Não há produto de topo e os produtos laterais são os gasóleos, leve e pesado, que seguem para unidades de craqueamento catalítico ou pirólise. O produto residual da destilação é conhecido como resíduo de vácuo e é constituído de hidrocarbonetos de elevadíssimas massas molares, além de contar com uma razoável concentração de impurezas. Conforme as suas especificações, pode ser vendido como óleo combustível ou asfalto.

Os processos de separação também englobam aqueles em que há a remoção de um grupo específico de compostos de uma fração do petróleo, através de relações de solubilidade a solventes (solvência seletiva). Exemplos desses processos são a desasfaltação a propano, a desaromatização a furfural, a desparafinação a solvente, a desoleificação a solvente, a extração de aromáticos e a adsorção de n-parafinas.

### **1.2.2 Processos de Conversão**

São processos químicos em que, através de reações químicas, agrega-se valor à matéria-prima de baixo interesse. Esses processos podem ser divididos em três grupos: craqueamento, combinação e rearranjo de hidrocarbonetos.

O primeiro grupo engloba os processos de coqueamento retardado, viscorredução, craqueamento catalítico em leito fluidizado (Figura 3), hidrocraqueamento e craqueamento térmico. Em todos eles ocorre a quebra de moléculas grandes (pesadas) de hidrocarbonetos em moléculas menores.



**Figura 3.** Unidade de craqueamento fluido catalítico da REDUC e da RECAP.

O segundo grupo envolve a combinação de duas ou mais moléculas de hidrocarbonetos para formar uma molécula maior. Exemplos: unidades de alquilação, eterificação e polimerização, que combinam moléculas pequenas para produzir componentes da gasolina de alta octanagem.

No último grupo ocorre a alteração da estrutura original da molécula, produzindo uma nova molécula com diferentes propriedades físico-químicas, mas com o mesmo número de átomos de carbono. Como exemplos, há a reforma catalítica, que é um processo de aromatização de compostos parafínicos e naftênicos, visando à produção de gasolina de alta octanagem ou à produção de aromáticos leves (benzeno, tolueno e xilenos) para posterior geração de compostos petroquímicos e a isomerização catalítica, que é um processo que converte hidrocarbonetos de cadeia linear (n-butano, n-pentano e n-hexano) em seus isômeros de cadeia ramificada – as isoparafinas, que possuem alto número de octano.

### **1.2.3 Processos de Tratamento**

Envolvem o processamento de derivados de petróleo para remoção de enxofre, nitrogênio, metais pesados e outras impurezas, conferindo a um dado produto características de produto acabado. Tratamento Cáustico, Merox, Bender, MEA/DEA e hidrotratamento são empregados para remoção de compostos de enxofre ou para transformá-los em compostos menos corrosivos. O hidrotratamento também serve para remoção de compostos de nitrogênio e oxigênio. A dessalgação eletrostática, à qual o petróleo é submetido antes da destilação

atmosférica, para a remoção de sais, água e partículas sólidas suspensas também é um processo de tratamento.

### 1.3 A Unidade de FCC

A primeira unidade comercial de craqueamento catalítico em leito fluidizado (FCCU) entrou em operação em 24 de maio de 1942 em Baton Rouge no estado da Louisiana, na refinaria da Standard Oil (GOMES, 2010).

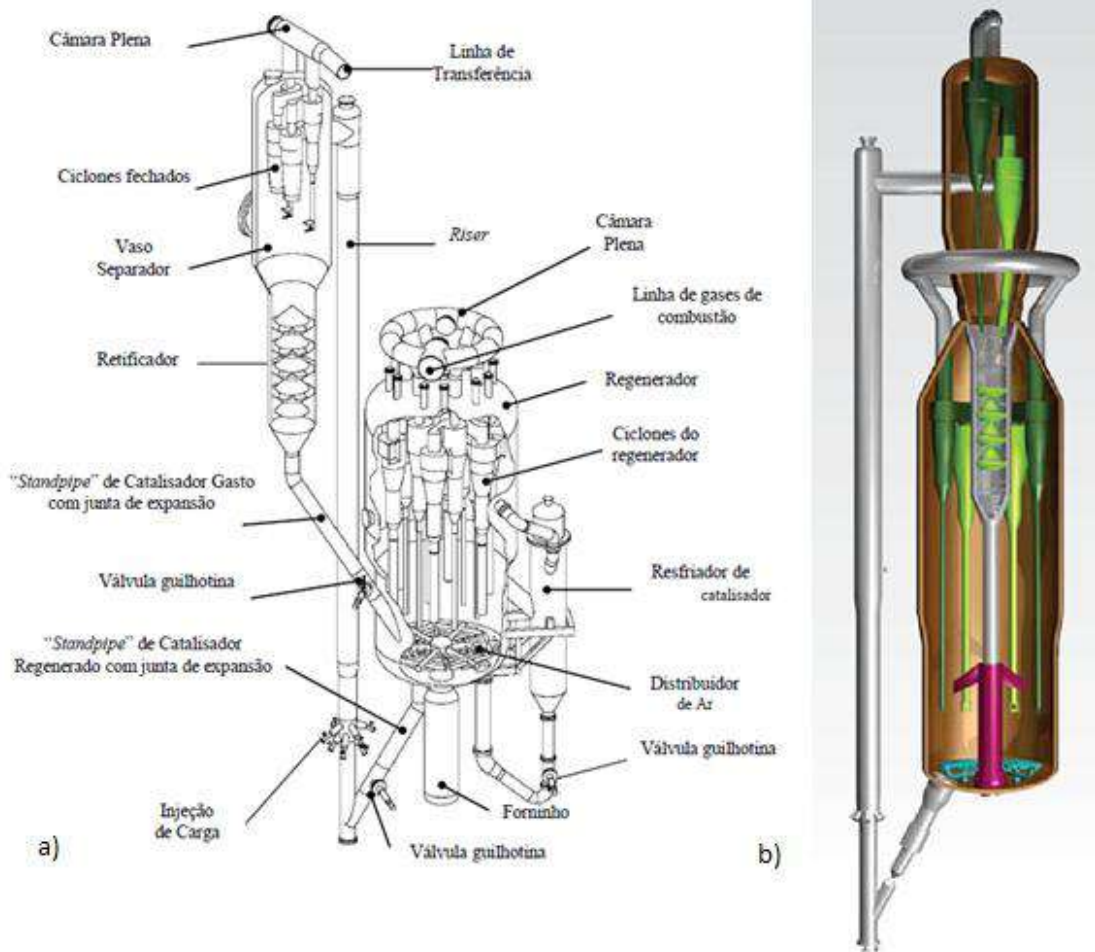
O objetivo era abastecer os aviões aliados durante a Segunda Guerra Mundial. O conceito da FCCU foi um sucesso imediato. No final da guerra, outras 33 FCCU haviam entrado em operação.

Em refinarias de petróleo, as unidades de FCC, do inglês, *Fluid Catalytic Cracking*, produzem gasolina, gás liquefeito de petróleo (GLP), diesel e, mais recentemente, petroquímicos básicos, como eteno e propeno, a partir do gasóleo proveniente da destilação a vácuo e da desasfaltação.

Esse processo consiste basicamente na quebra de moléculas pesadas (produtos de petróleo de baixo valor) em moléculas mais leves (derivados mais nobres) através do uso de alta temperatura e de catalisador obtendo produtos com maior valor de mercado.

O FCC baseia-se na fluidização de sólidos, isto é, nas zonas de reação e regeneração, o catalisador é mantido em suspensão pela passagem de gases através da massa de catalisador.

A parte principal de uma unidade de FCC é chamada de conversor. A Figura 4 mostra um esquema típico de um conversor de uma unidade de FCC. Embora o projeto e o arranjo variem dependendo da licenciadora, o princípio de operação e os equipamentos principais do conversor são os mesmos: *riser*, regenerador e vaso separador. O catalisador em uma unidade de FCC fica em contínua circulação, alternando entre operações de reação, separação e regeneração.



**Figura 4.** Esquemas típicos de um conversor de unidades de FCC (a) da Petrobras (JÚNIOR, 2004) e (b) da KBR (Fonte: <http://www.kbr.com/Technologies/Process-Technologies/Orthoflow/>).

No conversor, as frações são injetadas na base do *riser* através de bocais atomizadores. Quando chega ao *riser*, a carga encontra o catalisador. O catalisador, além de promover as reações de craqueamento (quebra de moléculas), traz o calor necessário tanto para vaporizar a carga como para suprir as reações. No momento em que entra em contato com a carga, a temperatura das partículas de catalisador é da ordem de  $700^{\circ}\text{C}$ , o que provoca a evaporação quase que instantânea do óleo. No final do *riser*, as reações de craqueamento foram completadas e a mistura está mais fria.

Os produtos do craqueamento (hidrocarbonetos em estado gasoso) são separados do catalisador (sólido) por ação da força centrífuga em equipamentos chamados ciclones, localizados no vaso separador. Os gases saem pelo topo dos ciclones e são direcionados para seções de fracionamento e purificação.

O fracionamento dos gases de craqueamento ocorre em uma torre de destilação. Os produtos de topo são o gás combustível, o GLP e a nafta, que são separados posteriormente (o

GLP pode ser decomposto em duas correntes (C3 e C4), para utilização específica nas indústrias petroquímicas). Os produtos laterais são os óleos leve (LCO) e pesado de reciclo (HCO). O produto de fundo (*slurry oil*) é enviado a um tanque de decantação, em que se obtém um óleo residual clarificado e uma lama de óleo que contém os finos de catalisador que não foram removidos nos ciclones do vaso separador. Essa borra oleosa, juntamente com o óleo pesado de reciclo e parte do óleo leve de reciclo, se junta à carga fresca do FCC (gasóleo de vácuo), formando a carga que efetivamente entra no *riser*.

O catalisador, impregnado de coque e com uma quantidade residual de hidrocarbonetos leves, desce dos ciclones para um equipamento chamado retificador (ou *stripper*), em que alguns produtos (hidrocarbonetos) ainda presos a sua superfície são separados com o uso de vapor d'água e enviados para fracionamento. O catalisador vindo do retificador está com o subproduto coque, que reduz sua atividade e, por isso, é chamado de catalisador gasto. Este desce até um vaso de grande porte chamado regenerador, em que acontece a combustão do coque injetando-se ar.

O gás de combustão gerado tem sua energia térmica aproveitada (fornece a energia necessária às reações do craqueamento, como também o calor necessário para o aquecimento e vaporização da carga) e depois é descarregado limpo pela chaminé, já que ciclones promovem a separação entre o gás e partículas de catalisador arrastadas por ele. Livre de coque, o catalisador, chamado de catalisador de equilíbrio, é enviado novamente ao *riser* para ser reutilizado no processo.

No gás de combustão há 80% de N<sub>2</sub>, 10% de CO<sub>2</sub> e 10% de CO. O CO pode ser convertido a CO<sub>2</sub>, gerando mais energia, que é utilizada para a geração de vapor d'água de alta pressão na caldeira de CO.

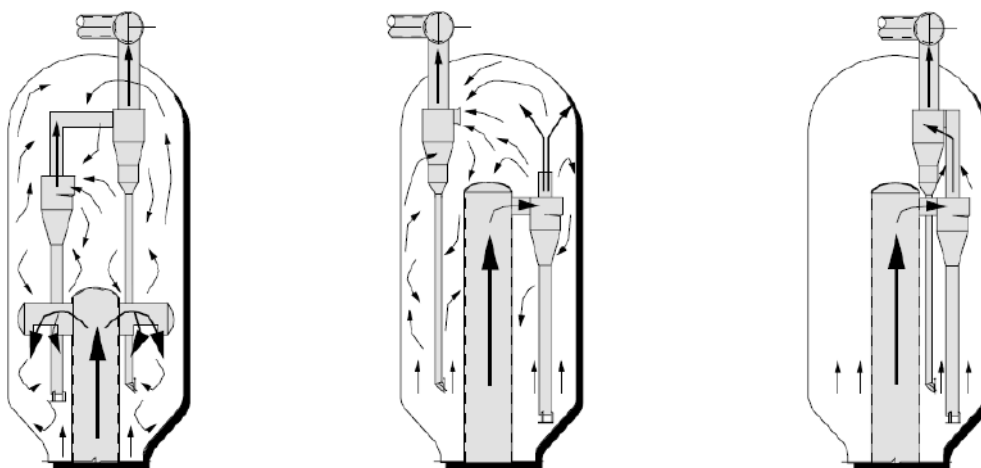
Os principais projetistas deste tipo de tecnologia são a Lummus, a ExxonMobil, a Shell, a UOP, a KBR, o *Institut Français Du Pétrole* e a Petrobras.

Nas primeiras unidades de FCC, o reator consistia em um denso leito fluidizado, em que catalisador e carga entravam em contato. Depois, foram desenvolvidos outros *designs* em que esse contato passou a ser feito em uma zona de transporte diluída, que consistia em um tubo, chamado de *riser*, que levava a mistura até o denso leito fluidizado de catalisador. Medidas tomadas ao longo do *riser* mostraram que uma porção significativa da conversão e a seletividade com relação aos produtos desejados eram alcançadas dentro da seção de escoamento diluído.

No *riser*, em um escoamento essencialmente empistonado (*plug-flow*) e com um tempo de residência curto, as reações desejadas eram maximizadas, enquanto que no vaso reator, ocorriam as reações secundárias indesejadas, não-seletivas, visto que o regime era de mistura e o tempo de exposição entre catalisador e hidrocarbonetos era maior. Essas reações ocorriam devido ao craqueamento térmico ao invés do catalítico.

Com isso, o projeto do reator evoluiu em direção a sistemas que proporcionassem uma rápida separação entre os hidrocarbonetos e o catalisador após o *riser* (Figura 5). O denso leito fluidizado foi eliminado e o *riser* foi estendido para dentro do reator, descarregando diretamente em ciclones. O reator passou a ser chamado de vaso separador. Posteriormente, a configuração da terminação do *riser* evoluiu para os chamados ciclones fechados, em que o gás que sai do ciclone primário é direcionado diretamente para a entrada do ciclone secundário. Assim, conseguiu-se uma excelente separação entre os produtos do craqueamento e as partículas de catalisador de tal forma que não há mais craqueamento pós-*riser*.

Desta maneira, as reações primárias foram maximizadas, proporcionando altos rendimentos de gasolina, óleo diesel de craqueamento (LCO) e olefinas leves e as reações secundárias de transferência de hidrogênio, que resultam na saturação de olefinas e no craqueamento da gasolina e do LCO, minimizadas (UPSON *et al.*, 1993). O resultado dessas reações secundárias é a produção de coque, que se deposita na superfície do catalisador, diminuindo sua atividade e na superfície de componentes internos de equipamentos, formando uma camada extremamente dura e resistente, podendo dificultar o fluxo de produto e, em casos extremos, obstruir totalmente trechos dos equipamentos. No entanto, a deposição do coque sobre o catalisador é inerente ao processo e acontece até mesmo nas condições perfeitas de operação da unidade.



**Figura 5.** Evolução da terminação do *riser* (MCCARTHY *et al.*).



Ao longo dos anos, vários estudos têm sido realizados para otimizar a geometria de ciclones para que se possa ter um equipamento de uso industrial com alta eficiência de separação. Embora a eficiência de separação dos ciclones de unidades de FCC, como os da Figura 6, já seja alta (maior que 99%) (SADEGHBEIGI, 2000), qualquer ganho adicional no desempenho deles representa uma economia, já que a quantidade de catalisador utilizada é muito grande e seu custo é elevado.



**Figura 6.** Ciclones do vaso separador de uma unidade de FCC.

## 1.4 Ciclones

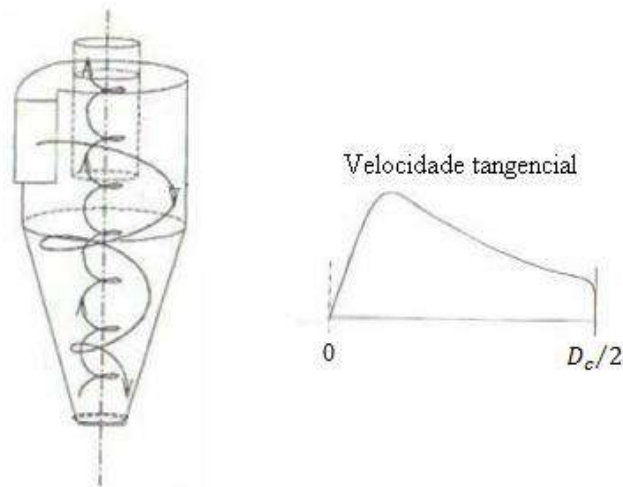
O ciclone é um dos mais antigos e dos mais empregados equipamentos de separação sólido/gás, caracterizado por investimentos e custos operacionais baixos e por ser um equipamento simples. Ele pode ser usado em altas temperaturas e pressões e para cargas com alta concentração de partículas. Possui alta eficiência de coleta para partículas com diâmetro superior a 5  $\mu\text{m}$  (CHEN e SHI, 2003).

A Figura 7 mostra como é o escoamento no interior de um ciclone. A separação ocorre através do campo centrífugo gerado pelo movimento espiralado do gás em seu interior, decorrente da entrada tangencial, e da grande diferença de densidade existente entre o gás e as partículas.

As forças centrífugas forçam as partículas mais pesadas a se moverem em direção à parede. Essas partículas continuam se deslocando em um movimento espiralado junto à parede interna do ciclone até alcançarem a saída inferior do equipamento. Elas são coletadas em uma câmara localizada ao final da parte cônica do ciclone ou escoam pela “perna” (*dipleg*) do ciclone. A “perna” é um aparelho que transporta os sólidos de um separador gás-sólido para um leito fluidizado.

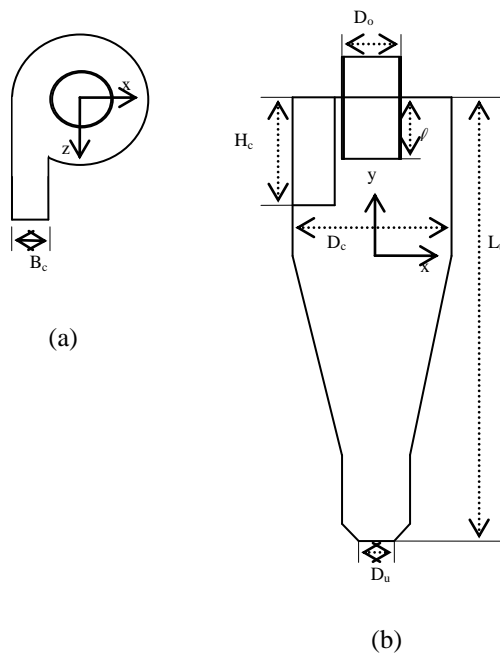
Já o gás desce pelo equipamento em movimento rotacional e, ao chegar à saída da parte cônica, muda de direção. Ele então sobe em um movimento espiralado ascendente e sai pelo tubo superior.

A componente tangencial da velocidade do gás em um ciclone é mais relevante que a axial e a radial. Como visto na Figura 7, a velocidade tangencial aumenta desde valores menores perto da parede até um valor máximo ao redor do eixo de simetria. Conforme se aproxima do eixo, diminui até cerca de zero perto do centro.



**Figura 7.** Escoamento do gás no interior do ciclone com entrada tangencial e perfil de velocidade tangencial no interior de um ciclone (Adaptado de HOFFMAN e STEIN (2002) *apud* CARDOSO (2008)).

A Figura 8 apresenta as principais dimensões do ciclone, em que  $D_c$  é o diâmetro da parte cilíndrica,  $D_o$  é o diâmetro do *overflow*,  $D_u$  é o diâmetro do *underflow*,  $\ell$  é o comprimento do *vortex finder*,  $H_c$  é a altura do duto de alimentação,  $B_c$  é a largura do duto de alimentação e  $L_t$  é o comprimento total do ciclone.



**Figura 8.** Desenho esquemático do ciclone: (a) vista superior (b) vista frontal.

O desempenho de ciclones é medido através de sua eficiência de separação e da queda de pressão.

A eficiência total de coleta (equação 1) é obtida através da razão entre a vazão mássica de sólidos no *underflow* ( $W_{Su}$ ) e a vazão mássica de sólidos na entrada ( $W_S$ ) do ciclone (MEDRONHO, 2004).

$$E_T = \frac{W_{Su}}{W_S} \quad (1)$$

Os ciclones, em geral, operam com razão de fluido ( $R_f$ ) igual a zero, isto é, não há saída de fluido pelo *underflow*. No entanto, quando isso não ocorre, torna-se necessário descontá-la da eficiência, no intuito de se considerar a separação devida somente ao campo centrífugo, obtendo-se a eficiência total reduzida (equação 2). A razão de fluido é calculada dividindo-se a vazão volumétrica de fluido no concentrado (*underflow*) pela vazão volumétrica de fluido na alimentação.

$$E'_T = \frac{E_T - R_f}{1 - R_f} \quad (2)$$

A eficiência para um dado tamanho de partícula (equação 3), chamada de eficiência granulométrica ou eficiência individual por tamanho, e a eficiência granulométrica reduzida (equação 4) possuem expressões análogas às de  $E_T$  e  $E'_T$ .

$$G = \frac{W_{S_{ud}}}{W_{S_d}} \quad (3)$$

$$G' = \frac{G - R_f}{1 - R_f} \quad (4)$$

A queda de pressão em um ciclone é calculada subtraindo-se a pressão no *overflow* ou no *underflow* da pressão na entrada do ciclone.

A eficiência de coleta e a queda de pressão são influenciadas por vários fatores, como a geometria do ciclone, as propriedades físicas do gás e das partículas, a velocidade de escoamento e a concentração de sólidos na entrada do ciclone (Hoffman *et al.* (1991) *apud* Bernardo (2005)).

## 2 Objetivo

Utilizar a Fluidodinâmica Computacional (CFD) para estudar os efeitos do diâmetro do duto de saída do gás (*overflow*), da área transversal do duto de alimentação, através da largura, e do comprimento do *vortex finder* sobre a eficiência de separação de um ciclone típico do vaso separador de unidades de FCC, obtendo-se, ao final, uma geometria otimizada.

### 3 Revisão Bibliográfica

Há poucos artigos sobre ciclones de unidades de FCC disponíveis na literatura. Isso ocorre porque eles são objeto de patente de empresas que desenvolvem tecnologia. Mesmo assim, é possível encontrar algumas publicações de estudos feitos por universidades.

Song *et al.* (2010) estudaram o escoamento dos gases (gás produto do craqueamento, gás proveniente do *stripping* do catalisador e vapor anti-coqueamento) no interior do vaso separador de unidades industriais de FCC para duas diferentes configurações de ciclones de dois estágios – a aberta e a fechada, utilizando técnicas de fluidodinâmica computacional. Além disso, obtiveram a localização ótima para a saída do ciclone primário em relação à entrada do ciclone secundário na configuração aberta dos ciclones do vaso separador da refinaria de Qianguo, na China.

Silva (2007) estudou a influência do comprimento do *vortex finder* na eficiência de separação de um ciclone de FCC utilizando fluidodinâmica computacional (CFD). Ao utilizar uma malha tetraédrica com, em média, 125 mil nós e não realizar teste de malha, obteve a maior eficiência de separação, 49,89%, para o ciclone com  $\ell = 0,8 H_c$ , utilizando uma velocidade de entrada para o ar de 5 m/s e diâmetro de partícula de 40  $\mu\text{m}$ . Concluiu que a mudança no tamanho do *vortex finder* influencia a eficiência de separação.

Silva (2006) analisou o escoamento e avaliou o desempenho de um ciclone de diâmetro similar aos utilizados em plantas pilotos de FCC também utilizando fluidodinâmica computacional. Na primeira parte do trabalho, foram feitas simulações com um ciclone de diâmetro igual a 0,254 m, sendo as demais medidas de acordo com as relações propostas por Lapple. As simulações foram realizadas para dois diâmetros de partículas: 3,70  $\mu\text{m}$  (caso I) e 2,25  $\mu\text{m}$  (caso II), com propriedades típicas de um catalisador de FCC. Utilizou-se 15,2 m/s de velocidade de entrada. Empregando-se uma malha tetraédrica, sem refino, com 70.439 elementos, os seguintes resultados foram obtidos: eficiência de 85,60% e queda de pressão de 1532,73 Pa, para o caso I, e 64,85% e 1885,22 Pa, para o caso II.

Sun *et al.* (2005) abordaram em seu trabalho o *design* de ciclones de escoamento reverso. Através de correlações baseadas no conceito de similaridade, foi criado um programa para otimização do *design* do ciclone, que fornece os valores ótimos para o diâmetro da parte cilíndrica, para o diâmetro do *overflow*, para a razão entre as áreas das seções transversais do duto de alimentação e da parte cilíndrica e para a velocidade de entrada, assim como a eficiência do ciclone e a queda de pressão. Utilizando-se esse programa foi possível projetar ciclones de alta eficiência para unidades de FCC e de acrilonitrila.

Wang *et al.* (2000) analisaram experimentalmente o escoamento no interior da “perna” do ciclone, simulando o que ocorre em uma unidade de FCC. O estudo com fins de catalisador de FCC teve como objetivo elucidar os vários tipos de escoamento que podem existir, identificando três regiões de escoamento: a de entrada, a diluída e a densa, além de quantificar o gás que é arrastado para a “perna” do ciclone em várias condições operacionais.

Os ciclones são utilizados como equipamentos de separação sólido-gás em vários outros processos industriais, o que tem motivado a pesquisa por aumento de eficiência de separação e diminuição da queda de pressão, variando parâmetros geométricos, e o estudo do escoamento em seu interior.

Além de Stairmand (1951), que criou um dos mais otimizados *designs* de ciclone, em que a altura da parte cilíndrica do ciclone e o comprimento do *vortex finder* deveriam ser, respectivamente, 1,5 e 0,5 vezes o diâmetro da parte cilíndrica (AZADI, AZADI e MOHEBBI, 2010), vários outros autores se empenharam em melhorar a geometria de ciclones. Uma breve revisão bibliográfica foi elaborada considerando aqueles que trabalharam com  $D_o$ ,  $B_c$  e  $\ell$  - parâmetros geométricos investigados no presente trabalho.

Elsayed e Lacor (2011) estudaram o efeito das dimensões (altura e largura) da entrada do ciclone em sua performance (diâmetro de corte e queda de pressão) e no escoamento em seu interior, utilizando como modelo de turbulência *Reynolds Stress Model*. Constataram que a velocidade tangencial máxima e a queda de pressão diminuem com o aumento das dimensões de entrada do ciclone, enquanto que o diâmetro de corte aumenta, isto é, a eficiência total do ciclone diminui. Além disso, os resultados mostraram que os efeitos da largura são mais significativos do que os da altura, principalmente para o diâmetro de corte.

Elsayed e Lacor (2010) também fizeram um planejamento experimental para estudar os efeitos de sete variáveis geométricas ( $H_c/D_c$ ,  $B_c/D_c$ ,  $D_o/D_c$ ,  $L_f/D_c$ ,  $\ell/D_c$ ,  $D_u/D_c$  e (altura da parte cilíndrica)/ $D_c$ ) sobre a queda de pressão (número de Euler). Baseados na análise de variância e no gráfico de Pareto, os resultados mostraram que os parâmetros geométricos mais significativos são  $D_o/D_c$ ,  $B_c/D_c$ ,  $H_c/D_c$  e  $L_f/D_c$  e que há uma forte interação entre os efeitos das dimensões da entrada ( $H_c/D_c$  e  $B_c/D_c$ ) e o diâmetro do *overflow* no desempenho do ciclone. A queda de pressão para o ciclone ótimo obtido é quase a metade em relação à do ciclone Stairmand de alta eficiência, para a mesma vazão volumétrica e aproximadamente o mesmo diâmetro de corte.

Raouf *et al.* (2008) obtiveram informações, utilizando CFD, sobre o escoamento do fluido no interior dos ciclones estudados experimentalmente por Lim *et al.* (2004). Dois

formatos de *vortex finder* foram estudados: o cilíndrico, com diâmetros de 7, 11 e 15 mm, e o cônico, com diâmetros de 7 e 15 mm e comprimentos da parte cônica de 10, 25 e 45 mm. Para os ciclones com *vortex finder* cilíndrico, eles concluíram que o aumento do diâmetro do *overflow* leva a uma diminuição das velocidades tangenciais no interior do ciclone e consequentemente a eficiência de separação diminui. Para os ciclones com *vortex finder* com parte cônica divergente, a diminuição do ângulo de divergência resultou em uma diminuição da eficiência de coleta, enquanto que nos ciclones com *vortex finder* convergente, foi constatado que diminuindo o ângulo de convergência, a pressão diminuía.

Zhu e Lee (1999) realizaram um conjunto de experimentos para avaliar a influência da altura da parte cilíndrica do ciclone e do comprimento do *vortex finder* em ciclones pequenos operando a elevadas vazões. Sete diferentes geometrias de ciclones foram estudadas. Os resultados experimentais mostraram que, ao manter as demais dimensões constantes, conforme a altura da parte cilíndrica aumenta, a eficiência de separação aumenta. No entanto, quando a altura é aumentada excessivamente com relação a  $D_c$ , a eficiência de coleta diminui. Comportamento similar foi observado ao se variar o comprimento do *vortex finder*. Também constataram que a queda de pressão diminui tanto com o aumento da altura da parte cilíndrica, quanto com a diminuição do comprimento do *vortex finder*.

Bakari e Hamdullahpur (1998) investigaram experimentalmente a influência de parâmetros geométricos e operacionais, como a velocidade de entrada do gás, a largura da entrada do ciclone, o comprimento do *vortex finder* e o diâmetro do *overflow*, no desempenho de um ciclone de fluxo reverso com entrada tangencial de ar. Utilizando condições ambientais, uma carga de sólidos constante e velocidades de entrada do gás variando de 10 a 45 m/s, os resultados mostraram que a largura da entrada, o comprimento do *vortex finder* e o diâmetro do *overflow* têm um forte efeito no desempenho total do ciclone. Concluíram que o efeito de variação dos parâmetros geométricos é maior em velocidades de entrada maiores.



## 4 Fluidodinâmica Computacional (CFD)

A Fluidodinâmica Computacional é uma área de estudos de grande importância na engenharia e consiste na ciência de prever o escoamento do fluido, transferência de calor e de massa, mudança de fase, reação química, movimento mecânico, assim como outros fenômenos, através da resolução numérica, utilizando-se métodos computacionais, das equações matemáticas que governam esses processos.

Com o desenvolvimento de computadores de alto desempenho e avanços nos algoritmos e técnicas numéricas, as ferramentas de fluidodinâmica computacional estão sendo cada vez mais empregadas na resolução de escoamentos de fluidos. Embora a simulação numérica não substitua completamente os experimentos, ela reduz os custos experimentais para projeto e otimização.

As simulações em fluidodinâmica computacional compreendem basicamente cinco etapas:

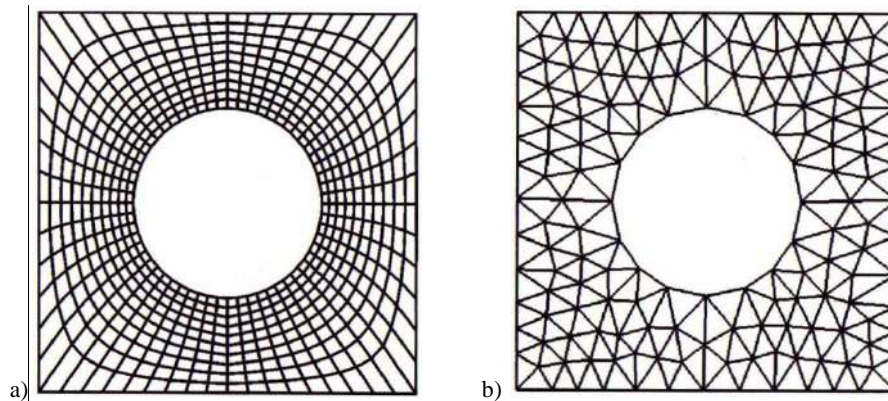
- ✓ Criação da geometria

Consiste em criar o espaço ocupado pelo fluido. São definidos a forma e o tamanho do domínio.

- ✓ Criação da malha

A malha é o conjunto de elementos em que se divide o domínio geométrico do problema. As equações são resolvidas gerando variáveis com valores discretos, para cada ponto do domínio e a solução de um elemento será utilizada na solução do elemento adjacente (CARVALHO, 2008).

As malhas podem ser estruturadas e não-estruturadas (Figura 9). As malhas estruturadas apresentam uma regularidade na distribuição espacial de seus pontos. Um exemplo de malha estruturada é a malha hexaédrica. As malhas não-estruturadas são caracterizadas pela ausência de regularidade na disposição dos pontos, como por exemplo, a malha tetraédrica (FORTUNA, 2000).



**Figura 9.** Exemplo de malha (a) estruturada e (b) não estruturada (MALISKA, 2004).

✓ Pré-processamento

Nesta etapa são definidos os modelos que serão utilizados na simulação, assim como as condições iniciais e de contorno e os parâmetros de convergência.

✓ Processamento

Nesta etapa ocorre a resolução das equações governantes (Figura 10). As equações diferenciais são discretizadas, isto é, são transformadas em um conjunto de equações algébricas que são resolvidas em pontos distintos do domínio. As equações aproximadas são obtidas integrando as equações na forma conservativa sobre o volume elementar, no espaço e no tempo. Ocorre a linearização das equações discretizadas e resolução do sistema linear de equações.

✓ Pós-processamento

Consiste na visualização, organização e análise dos resultados. É possível criar vetores, gráficos, contornos, linhas de corrente, animações, entre outros. Assim como na maioria dos simuladores, são fundamentais a interpretação crítica dos resultados e o conhecimento teórico dos modelos empregados na simulação.



**Figura 10.** Etapas da resolução numérica de problemas em CFD (FORTUNA, 2000).

O *design* de novos ciclones e a análise de equipamentos reais podem ser realizados utilizando-se técnicas de Fluidodinâmica Computacional, no intuito de se obter maiores eficiências de coleta e quedas de pressão menores (PERES *et al.*, 2002).

## 4.1 Modelagem

Na abordagem Euler-Euler para o escoamento multifásico, as equações de continuidade e momento são resolvidas para cada fase e a influência de uma fase no escoamento das demais é considerada.

As equações de conservação abaixo, escritas de forma genérica, representam a modelagem empregada nas simulações.

A equação da continuidade para a fase  $q$  é:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = 0 \quad (5)$$

em que  $\alpha_q$ ,  $\rho_q$  e  $\vec{v}_q$  são, respectivamente, a fração volumétrica, a densidade e a velocidade da fase  $q$ .

A equação de conservação de momento para a fase  $q$ :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau}_q + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \vec{F} \quad (6)$$

onde  $\vec{\tau}_q$  é o tensor-tensão da fase  $q$  e  $\vec{F}$  representa o somatório das forças de sustentação, massa virtual e força de interação entre as fases ( $\vec{R}_{pq}$ ).

Como as forças de sustentação e massa virtual influenciam muito pouco o escoamento de suspensão em ciclones, elas foram desprezadas.

Para um fluido newtoniano, a tensão viscosa é diretamente proporcional à taxa de deformação por cisalhamento. Ao incorporar  $\vec{\tau} = -\mu \nabla \vec{v}$  na equação de conservação de momento, obtém-se a Equação de Navier Stokes.

Para o fechamento da equação de conservação de momento é necessária a expressão para a força de interação entre as duas fases:

$$\vec{R}_{pq} = \frac{C_D * \alpha_p * \alpha_q * \rho_q * 3 * (\vec{v}_p - \vec{v}_q) * |\vec{v}_p - \vec{v}_q|}{4 * d_p} \quad (7)$$

em que  $C_D$  é o coeficiente de arraste,  $\vec{v}_p$  é a velocidade da fase  $p$  e  $\vec{R}_{pq} = -\vec{R}_{qp}$ .

O coeficiente de arraste ( $C_D$ ) utilizado no termo de interação entre as fases foi o do modelo Schiller-Naumann (ANSYS FLUENT 12.0, Theory Guide, 2009), que considera partículas esféricas.

$$C_D = \begin{cases} 24 (1 + 0,15 Re^{0,687}) / Re & \text{para } Re \leq 1000 & (8) \\ 0,44 & \text{para } Re > 1000 & (9) \end{cases} \quad Re = \frac{\rho_q |\vec{v}_p - \vec{v}_q| d_p}{\mu_q} \quad (10)$$

em que  $Re$  é o número de Reynolds relativo para a fase primária  $q$  e a fase secundária  $p$ .  $\mu_q$  e  $d_p$  são a viscosidade da fase  $q$  e o diâmetro da partícula (fase  $p$ ), respectivamente.

#### 4.1.1 Turbulência

Um escoamento turbulento é caracterizado por violentas flutuações. Este fato sugere a dificuldade de se obter uma completa descrição do escoamento. Para muitos dos fenômenos de interesse, entretanto, frequentemente é suficiente uma descrição do escoamento médio. Ao aplicar a média temporal na equação de Navier-Stokes, o único termo relacionado à turbulência que permanece é o tensor de Reynolds ( $-\rho \overline{u'_i u'_j}$ ):

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_l}{\partial x_l} \right) \right] + \frac{\partial(-\overline{\rho u_i' u_j'})}{\partial x_j} \quad (11)$$

em que  $\delta_{ij}$  é a função delta de Kronecker.

Para a determinação do tensor de Reynolds, há basicamente duas formas: utilizando-se o conceito de viscosidade turbulenta ou resolvendo-se equações de transporte para os componentes do tensor de Reynolds.

O Modelo de Viscosidade Turbulenta de Boussinesq (1877) emprega a hipótese de que as tensões de Reynolds são proporcionais à deformação do escoamento médio, agindo de forma análoga às tensões viscosas. A hipótese de Boussinesq é utilizada no modelo  $\kappa$ - $\varepsilon$ , que utiliza duas equações de transporte adicionais: uma para a energia cinética turbulenta ( $\kappa$ ) e outra para a taxa de dissipação turbulenta ( $\varepsilon$ ). A viscosidade turbulenta ( $\mu_t$ ) é considerada uma função de  $\kappa$  e  $\varepsilon$ . O modelo  $\kappa$ - $\varepsilon$  é um modelo de turbulência simples, extensamente validado, porém considera que  $\mu_t$  é um escalar isotrópico (FREIRE *et al.*, 2002). Para escoamentos fortemente rotacionais, este modelo de turbulência apresenta baixa performance (MEIER e MORI, 1999).

O Modelo das Tensões de Reynolds (RMS, do inglês, *Reynolds Stress Model*) é um dos mais elaborados modelos de turbulência, podendo ser empregado em escoamentos complexos, já que contempla os efeitos de curvatura das linhas de corrente, redemoinhos, rotação e rápidas mudanças na taxa de tensão (ANSYS FLUENT 12.0, Theory Guide, 2009). Este modelo é adequado para os escoamentos fortemente rotacionais (MARTIGNONI *et al.*, 2007), como o que ocorre em ciclones.

O modelo RSM é baseado em equações de transporte para todos os componentes do tensor de Reynolds e para a taxa de dissipação, tendo então sete equações de transporte adicionais.

## 5 Metodologia

As simulações foram realizadas utilizando-se o pacote computacional ANSYS 12.1. Elas englobaram as seguintes etapas: i. elaboração da geometria, que foi feita no DesignModeler; ii. criação da malha, no ICEM; iii. definição da simulação (modelos, condições iniciais e de contorno, parâmetros de convergência, etc.), no FLUENT; iv. resolução do problema no FLUENT; v. análise dos resultados no CFD-POST.

### 5.1 Geometria

#### 5.1.1 Planejamento Experimental

Para obter as dimensões dos ciclones a serem estudados no presente trabalho, foi realizado um planejamento experimental do tipo composto central rotacional inscrito, com três pontos centrais, utilizando-se o *software* Design Expert 6.0.6.

As variáveis independentes (fatores) são o diâmetro do *overflow* ( $D_o$ ), a largura do duto de alimentação ( $B_c$ ) e o comprimento do *vortex finder* ( $\ell$ ). Elas foram manipuladas e seus efeitos sobre a eficiência de separação do ciclone, determinados. Suas faixas de variação encontram-se na Tabela 3 e foram obtidas a partir de proporções geométricas de famílias de ciclones.

**Tabela 3.** Faixa de variação (mm).

$90 \leq D_o \leq 150$
$45 \leq B_c \leq 115$
$90 \leq \ell \leq 390$

Como objetivo do planejamento de experimentos era obter uma superfície de resposta, foi empregado o Método de Superfície de Resposta (MSR). Esse método permite estimar efeitos de interação e quadráticos e, portanto, fornece uma idéia do formato (local) da superfície de resposta a ser investigada. Essa classe de planejamento de experimentos destina-se à otimização de processos.

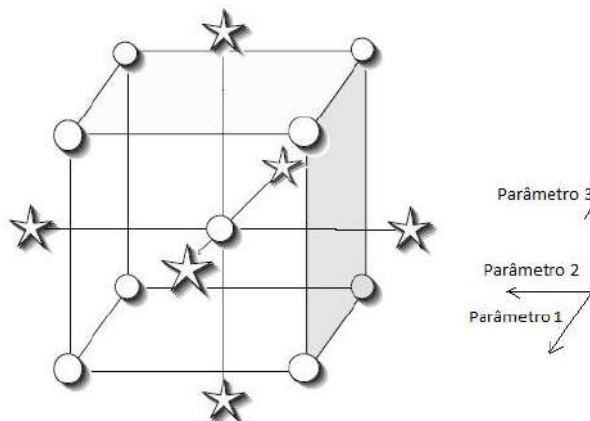
Em alguns casos, um modelo envolvendo apenas os efeitos principais e as interações pode ser apropriado para descrever a superfície de resposta. Porém, em outras circunstâncias, uma completa descrição do comportamento do processo requer um modelo quadrático (equação 12) ou cúbico, que fazem com que haja a curvatura na superfície de resposta.

$$Y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \beta_3 X_3 + \beta_{11} X_1^2 + \beta_{22} X_2^2 + \beta_{33} X_3^2 + \beta_{12} X_1 X_2 + \beta_{13} X_1 X_3 + \beta_{23} X_2 X_3 \quad (12)$$

Esses modelos são modelos completos, com todos os termos possíveis e raramente todos eles são necessários na aplicação.

Um tipo de MSR é o Delineamento Composto Central (DCC), Figura 11, que consiste em adicionar ao planejamento fatorial  $2^k$  (no caso,  $k = 3$  e  $2^k = 8$ , que constituem os pontos dos vértices do cubo) e ao(s) ponto central(is)  $2 \cdot k$  pontos axiais ( $2 \cdot 3 = 6$ ), que permitem obter a curvatura da superfície. Se a distância entre o ponto central e cada ponto fatorial é  $\pm 1$  ( $\pm 1$  representa os limites inferior e superior da faixa de variação dos fatores), a distância entre o ponto central e o ponto axial é  $\pm \alpha$ . O valor de  $\alpha$  depende de certas propriedades desejadas para o planejamento e do número de fatores envolvidos.

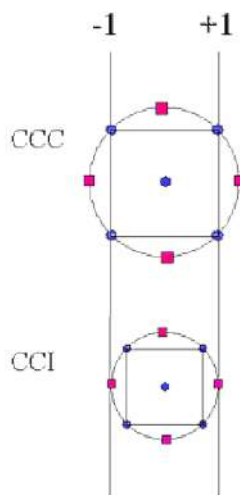
O número de pontos centrais é arbitrário. Ao se repetir três vezes a condição do ponto central, pode-se calcular o erro experimental, indispensável para avaliar a reprodutibilidade do processo.



**Figura 11.** Delineamento Composto Central para três fatores (DESIGN EXPERT 8 User's Guide.).

O Delineamento Composto Central Circunscrito (DCCC) consiste na forma original do DCC ( $|\alpha| > 1$ ), sendo os pontos axiais os novos extremos, inferior e superior, dos fatores.

No entanto, quando não se deseja ultrapassar os limites estabelecidos para os fatores, surge o Delineamento Composto Central Inscrito (DCCI), em que os limites estabelecidos para os fatores constituirão os pontos axiais e os pontos fatoriais ficarão dentro desses limites, conforme ilustrado na Figura 12.



**Figura 12.** Comparação entre dois tipos de DCC, para dois fatores ( $k = 2$ ) (NIST/SEMATECH e-Handbook of Statistical Methods).

No Delineamento Composto Central Rotacional, que é aquele em que a variância do valor predito de  $Y$  é uma função apenas da distância de um ponto ao centro do planejamento experimental e não da direção desse ponto em relação ao ponto central,  $\alpha$  é igual a  $(2^k)^{1/4}$ .

O modelo quadrático foi proposto para representar os dados obtidos na simulação, já que ele gera uma curvatura na resposta, o que é adequado para problemas de otimização.

As dimensões do ciclone ponto central (experimentos 9, 10 e 11) são aproximadamente as de um ciclone piloto e foram obtidas através de similaridade geométrica, conforme consta no apêndice. O ciclone real, típico do vaso separador de uma unidade de FCC, possui cerca de 1 metro de diâmetro. Para simplificar a simulação, não foi considerada a perna do ciclone onde fica a válvula de contrapeso, utilizada para descarregar o catalisador coletado.

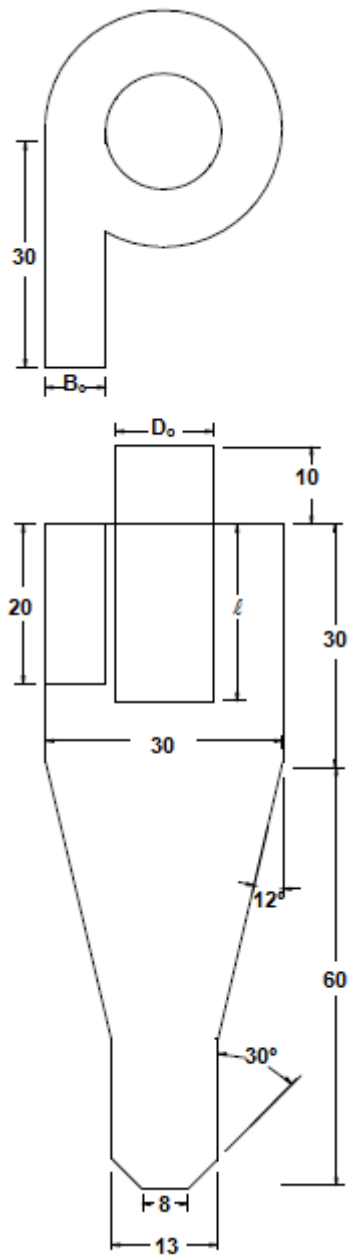
A Tabela 4 apresenta os 17 experimentos resultantes do planejamento experimental do tipo composto central rotacional inscrito com três pontos centrais.



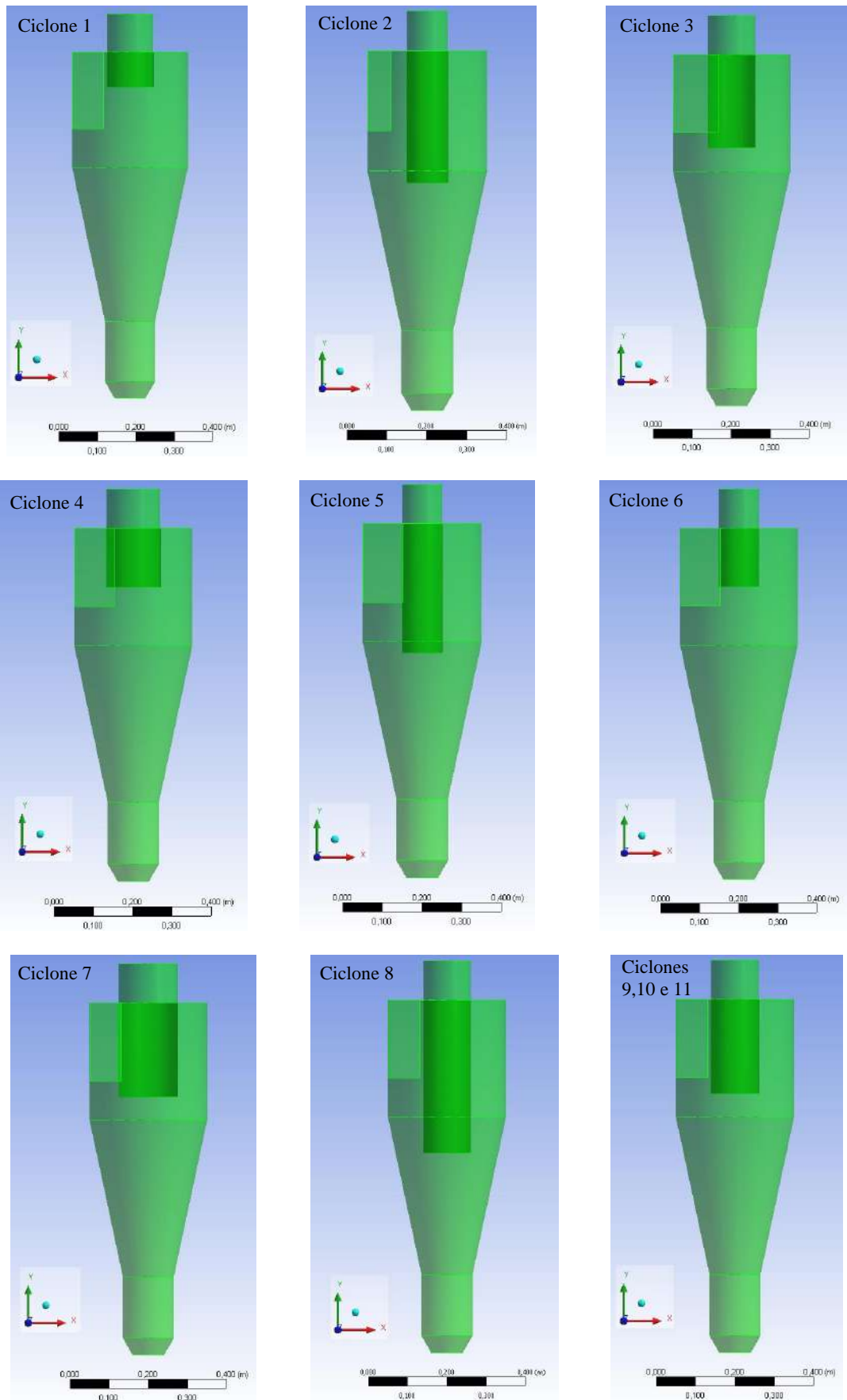
**Tabela 4.** Dimensões dos ciclones (mm).

Experimento	$D_o$	$B_c$	$\ell$
1	120,00	80,00	90,00
2	102,16	59,19	329,18
3	120,00	115,00	240,00
4	137,84	100,81	150,82
5	102,16	100,81	329,18
6	102,16	100,81	150,82
7	150,00	80,00	240,00
8	120,00	80,00	390,00
9	120,00	80,00	240,00
10	120,00	80,00	240,00
11	120,00	80,00	240,00
12	90,00	80,00	240,00
13	137,84	59,19	329,18
14	102,16	59,19	150,82
15	120,00	45,00	240,00
16	137,84	59,19	150,82
17	137,84	100,81	329,18

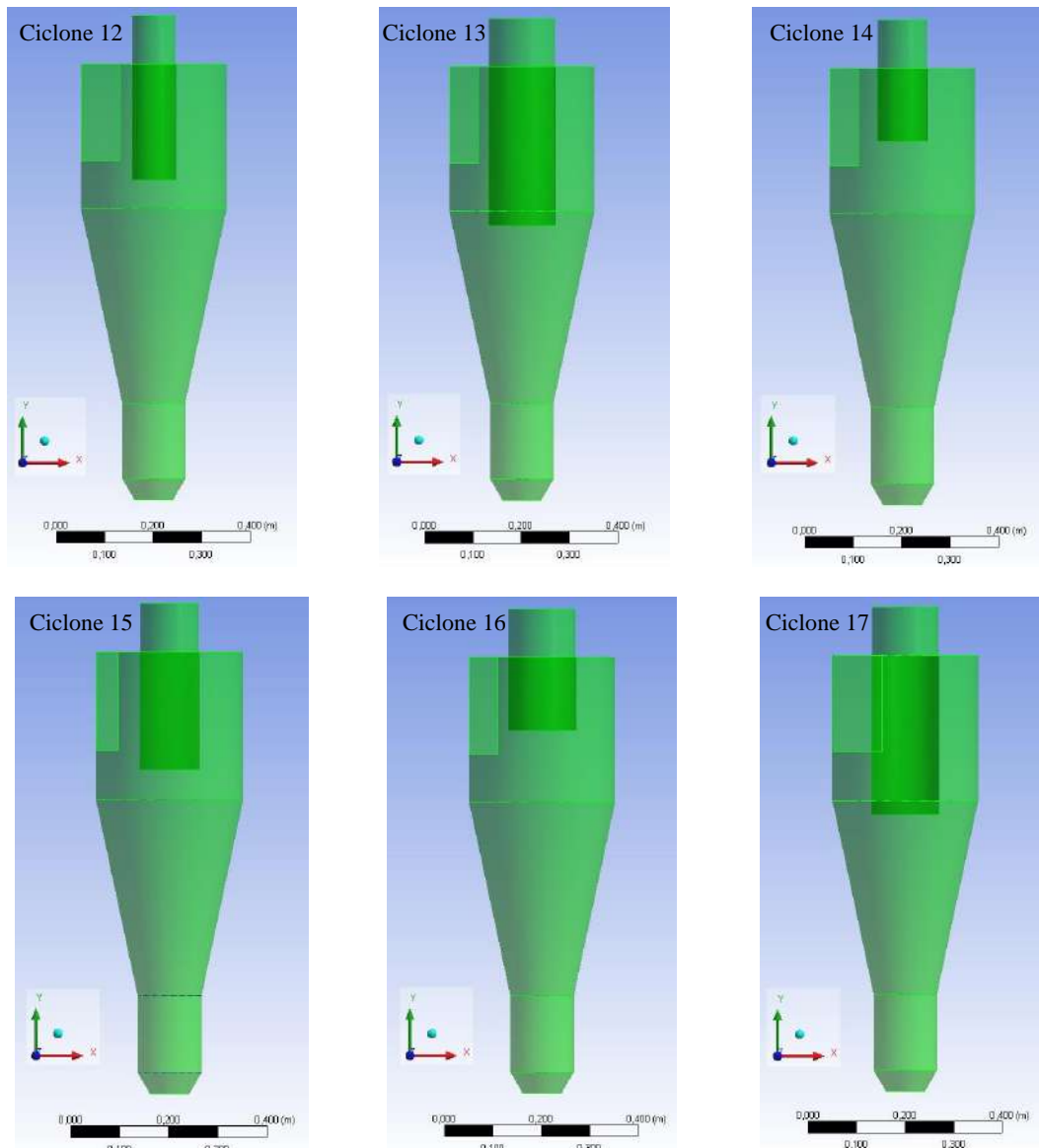
As demais dimensões foram mantidas constantes e iguais para todos os ciclones, conforme ilustrado na Figura 13. As Figura 14 e 15 mostram a vista frontal dos ciclones após terem sido criados no DesignModeler.



**Figura 13.** Desenho esquemático com as dimensões, em centímetros, dos parâmetros geométricos mantidos constantes para todos os ciclones.



**Figura 14.** Geometria dos ciclones 1 a 11.

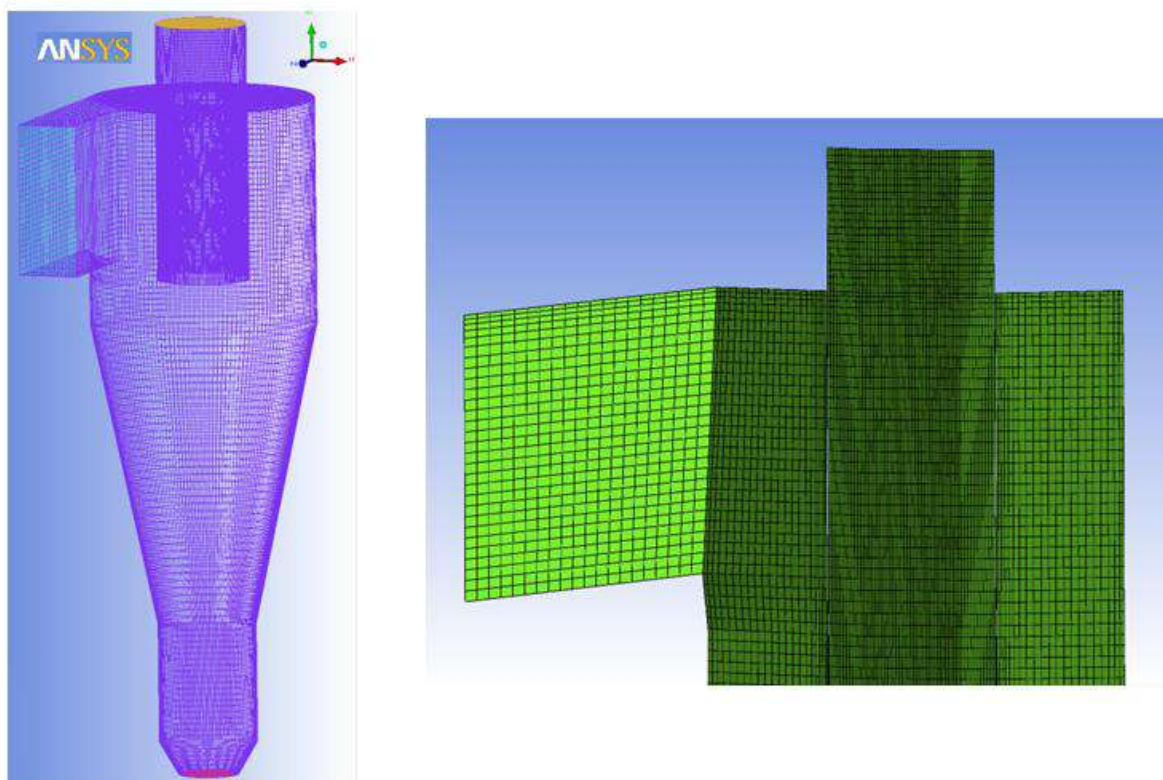


**Figura 15.** Geometria dos ciclones 12 a 17.

## 5.2 Malha

Foi utilizada nas simulações malha hexaédrica, por apresentar resultados melhores que a malha tetraédrica. Foram realizadas simulações com malha tetraédrica e o resultado obtido não foi o fisicamente real.

A Figura 16 apresenta a malha hexaédrica do ciclone ponto central com 800.142 nós e o refinamento que foi feito na região ao redor das paredes, já que ali há um gradiente de velocidade significativo visto que a velocidade na parede é nula, e no centro do ciclone, devido à formação do vórtice ascendente de gás.



**Figura 16.** Malha hexaédrica do ciclone ponto central.

### 5.2.1 Teste de malha

Para garantir que o tamanho da malha não esteja influenciando o resultado da simulação, é necessária a realização de um teste de malha, que consiste em ir aumentando o número de nós da malha e monitorar os resultados das simulações até que de uma malha para outra eles não sejam alterados.

Foi realizado um teste de malha com cinco diferentes tamanhos de malha (Tabela 5).

**Tabela 5.** Tamanho das malhas.

Malha	Número de nós
1	235.696
2	417.146
3	617.052
4	800.142
5	1.011.303

O teste de malha foi realizado apenas para o ciclone ponto central, considerando-se escoamento monofásico, regime estacionário e velocidade de entrada de 5 m/s, conforme Silva (2007).

### 5.3 Configurações

A etapa de pré-processamento foi realizada no Fluent. Dentre os diversos modelos de turbulência existentes no Fluent, optou-se por utilizar *Reynolds Stress Model*, por ser o mais indicado para o escoamento fortemente rotacional no interior dos ciclones (MARTIGNONI *et al.*, 2007). Quanto à abordagem multifásica, utilizou-se a euleriana, em que são consideradas equações de transporte para cada fase existente no domínio, bem como a influência de uma fase no escoamento das demais.

Além da similaridade geométrica, foi realizada a similaridade dinâmica, conforme demonstrado no apêndice, através da igualdade do número de Euler e do número de Stokes<sub>50</sub> do protótipo e do modelo, já que são grupos adimensionais importantes quando se trata de ciclones.

A temperatura foi considerada constante e igual a 700 °C (temperatura do catalisador após a regeneração), não sendo necessária a equação de conservação de energia. Utilizou-se uma velocidade na entrada do ciclone de 15 m/s. Essa velocidade foi obtida no cálculo de similaridade dinâmica (número de Euler do modelo é igual ao do protótipo), admitindo-se que a queda de pressão no modelo e no protótipo são iguais e que o fluido utilizado é o mesmo.

A Tabela 6 resume as propriedades do fluido e da partícula utilizados na simulação. Devido à dificuldade de se obter e implementar os valores das propriedades da mistura gasosa resultante do craqueamento, utilizou-se o ar como fluido. Empregar o ar como fluido na simulação facilita uma posterior validação dos resultados através de experimentos. A partícula possui as mesmas propriedades de um catalisador de FCC.

O diâmetro médio de partículas de catalisador de FCC é de 40 µm (SILVA, 2007). O diâmetro obtido a partir de similaridade dinâmica (igualdade do número de Stokes<sub>50</sub>) foi de 22 µm. No entanto, simulações realizadas com esse diâmetro resultaram em uma eficiência de separação de 99,5% para o ciclone ponto central, o que inviabiliza a análise da influência da geometria na eficiência de separação. Como o diâmetro médio não é igual ao diâmetro de corte, escolheu-se arbitrariamente o diâmetro de 4 µm, no intuito de se obter eficiências de separação menores.

**Tabela 6.** Propriedades do ar e da partícula utilizados na simulação.

Fluido		Partícula	
ar	gás ideal, incompressível	concentração na entrada	5 g/m <sup>3</sup>
viscosidade a 700°C	4,11*10 <sup>-5</sup> kg/(m*s)	diâmetro	4 µm
massa específica a 700°C	0,363 kg/m <sup>3</sup>	massa específica	1500 kg/m <sup>3</sup>

No intuito de diminuir o esforço computacional, inicialmente foram feitas simulações em estado estacionário que são utilizadas como condição inicial para a simulação em regime transiente. No entanto, para a maioria dos ciclones, com exceção dos ciclones 1, 9, 10 e 11, o resultado obtido na simulação em estado estacionário não foi o esperado. Com isso, para os demais ciclones, utilizou-se somente a simulação em regime transiente.

Para os ciclones 1, 9, 10 e 11, o passo de tempo utilizado foi de 0,00053 s, enquanto que para os demais ciclones foi utilizado um passo de tempo de 0,0002 s.

O passo de tempo de 0,00053 s foi obtido através de uma heurística utilizada para hidrociclones e ciclones (equação 13) (AGUIRRE e DAMIAN, 2008).

$$\Delta t \cong \frac{\min(D_o, D_u)}{10 * v_{inlet}} = \frac{0,08 \text{ m}}{10 * 15 \text{ m/s}} = 0,00053 \text{ s} \quad (13)$$

Enquanto que o passo de tempo para a maioria dos ciclones foi obtido após monitoramento da razão  $\frac{\Delta x}{u}$  ao longo da simulação. Essa razão é igual ao passo de tempo para número de Courant (equação 14) igual a 1. Um número de Courant igual a 1 geralmente tem boas características de convergência (BHASKARAN e COLLINS, 2011). O valor constante atingido foi de 0,0002 s - passo de tempo menor que o dos ciclones que tinham como condição inicial a simulação em estado estacionário.

$$C = \frac{\Delta t}{\Delta x/u} \quad (14)$$

O fechamento do balanço de massa (equação 15) para a partícula foi utilizado como critério de convergência, considerando-se um percentual de até 1,68%, devido à dificuldade de se atingir 0,5%, valor comumente considerado pelo grupo.

$$Imbalance(\%) = \frac{m_{part}^{entrada} - m_{part}^{overflow} - m_{part}^{underflow}}{m_{part}^{entrada}} * 100, \text{ em que } m = \text{vazão mássica} \quad (15)$$

A Tabela 7 resume as demais configurações utilizadas na simulação numérica.

**Tabela 7.** Definição dos parâmetros da simulação.

Tipo de <i>Solver</i>		Baseado na Pressão
Condições de contorno		
Zona	Tipo	
entrada	<i>velocity-inlet*</i>	
<i>overflow</i>	<i>pressure-outlet*</i>	
<i>underflow</i>	<i>pressure-outlet*</i>	
parede	<i>wall (no-slip)</i>	
Método de Solução		
Acoplamento Pressão Velocidade		
Esquema	<i>Phase Coupled SIMPLE</i>	
Discretização Espacial – esquemas de interpolação		
Gradiente	<i>Least Squares Cell Based</i>	
Momento	<i>Second Order Upwind</i>	
Fração volumétrica	<i>First Order Upwind</i>	
Energia Cinética Turbulenta	<i>Second Order Upwind</i>	
Taxa de Dissipação Turbulenta	<i>Second Order Upwind</i>	
Tensores de Reynolds	<i>Second Order Upwind</i>	
Cálculo		
Método de <i>Time Stepping</i>	Fixo	
Máx. de iterações por passo de tempo	20	

\**Velocity-inlet* é uma condição de contorno do tipo entrada, informando velocidade. Já *pressure-outlet* é do tipo saída, que permite entrada e saída de fluido, dependendo da condição do escoamento.

As simulações foram realizadas em computadores com processador Intel® Core™ i7, 2.8 GHz, com 4,00 GB de memória RAM.

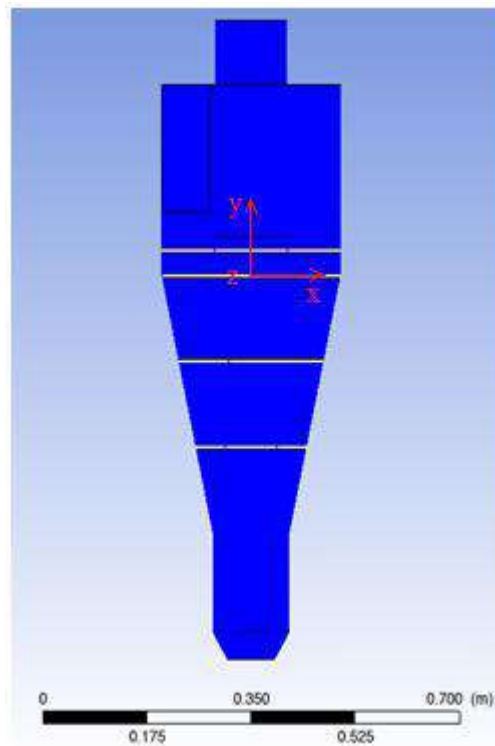


## 6 Resultados

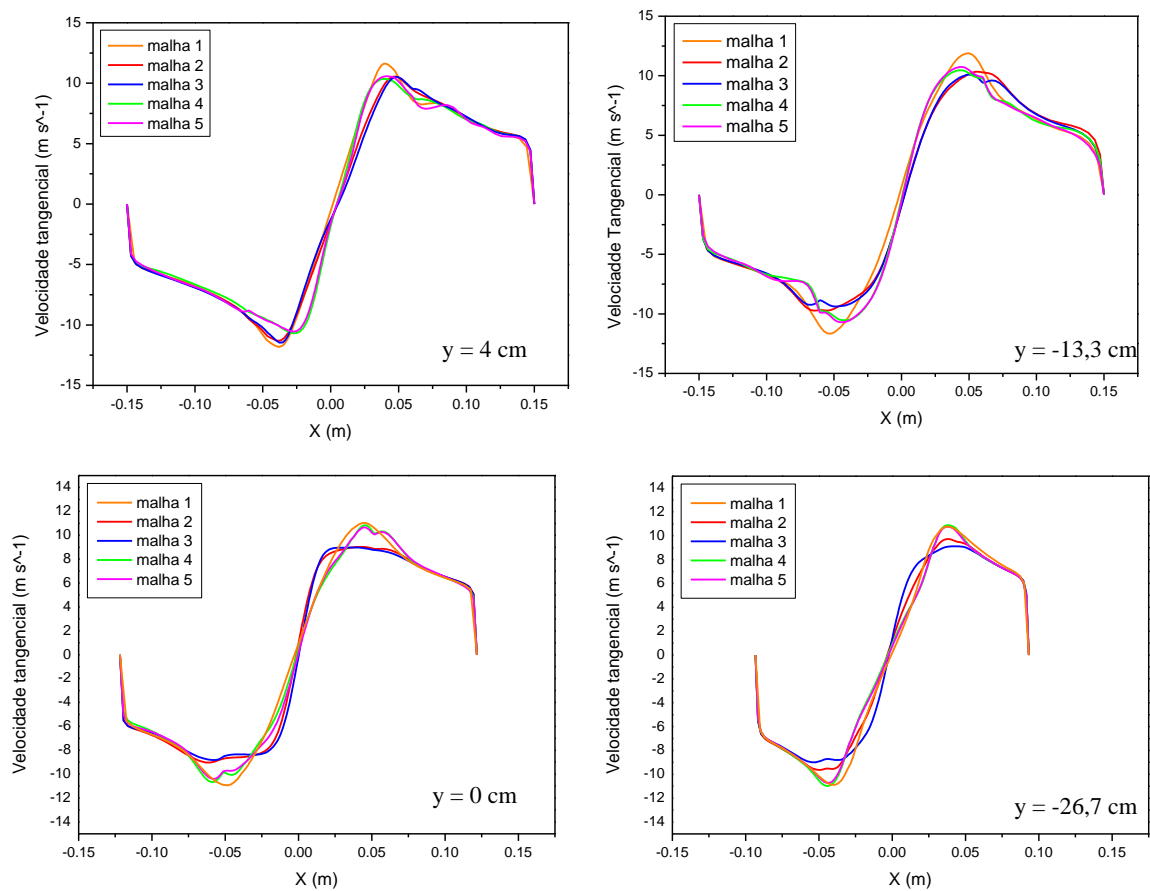
### 6.1 Teste de malha

Como variável representativa dos resultados da simulação para ser analisada no teste de malha, escolheu-se a velocidade tangencial, por ser a componente dominante do escoamento do gás em ciclones, que resulta na força centrífuga para separação de partículas.

A distribuição de velocidade tangencial foi analisada em quatro diferentes alturas, conforme apresentado nas Figura 18 e 17. Ao aumentar o número de nós, os perfis da componente tangencial da velocidade foram se modificando até que da malha 4 para a malha 5 não houve muita diferença. Com isso, concluiu-se que a malha 4, que possui aproximadamente 800 mil nós, é suficiente para se obter uma solução independente da malha.



**Figura 17.** Posições em que os perfis de velocidades tangenciais foram analisados no teste de malha e indicação da origem dos eixos.

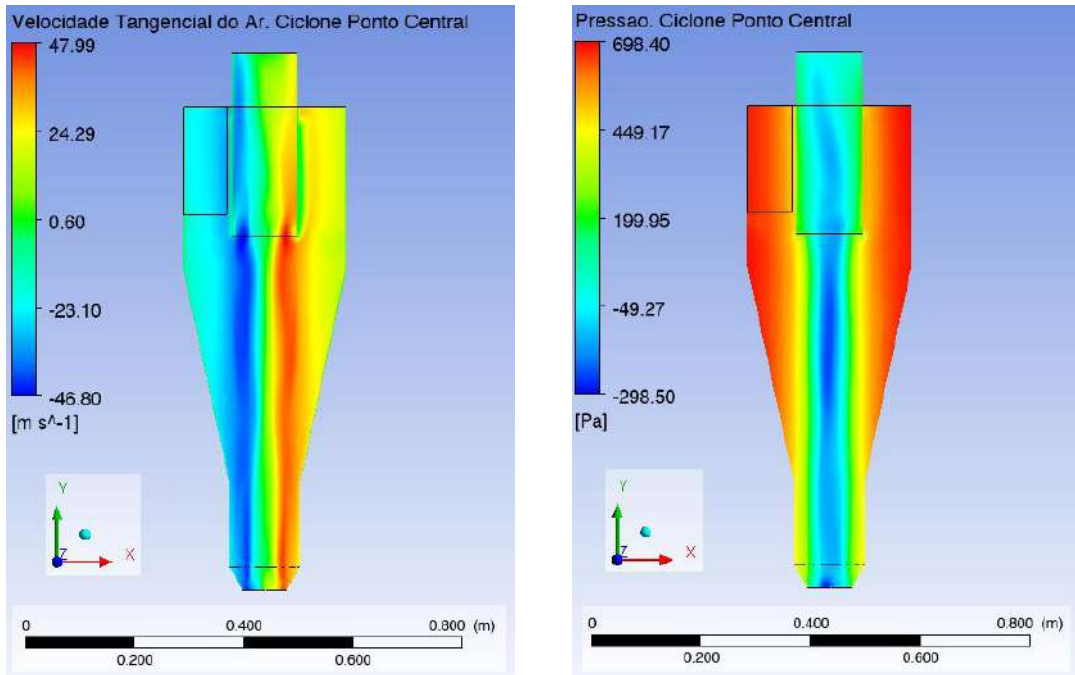


**Figura 18.** Perfis de velocidades tangenciais do gás.

## 6.2 Simulações

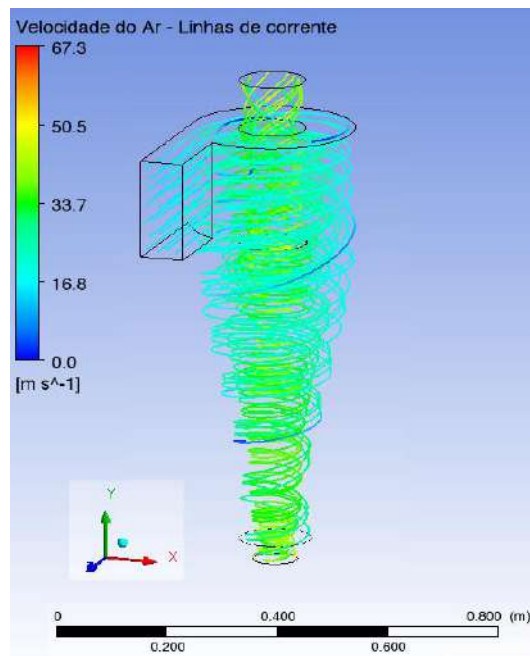
### 6.2.1 Ciclone Ponto Central

A Figura 19 mostra a distribuição da velocidade tangencial do fluido e da pressão no plano (x,y) no ciclone ponto central. A velocidade tangencial do gás aumenta desde valores menores perto da parede até um valor máximo próximo ao eixo de simetria. Conforme se aproxima do eixo diminui até cerca de zero ao redor do centro. A pressão diminui radialmente da parede para o centro. Uma zona de pressão negativa aparece na região central devido ao forte escoamento rotacional no interior do ciclone. Esses perfis estão de acordo com os estudos de Ter Linden (1949), citados por Wang *et al.* (2001).



**Figura 19.** Corte axial demonstrando os perfis de velocidade tangencial e de pressão no interior do ciclone.

Na Figura 20, que mostra as linhas de corrente do escoamento da fase gasosa no interior do ciclone, é possível identificar as espiras descendente e ascendente de gás no interior do ciclone.



**Figura 20.** Linhas de corrente no ciclone ponto central.

## 6.2.2 Todos os Ciclones

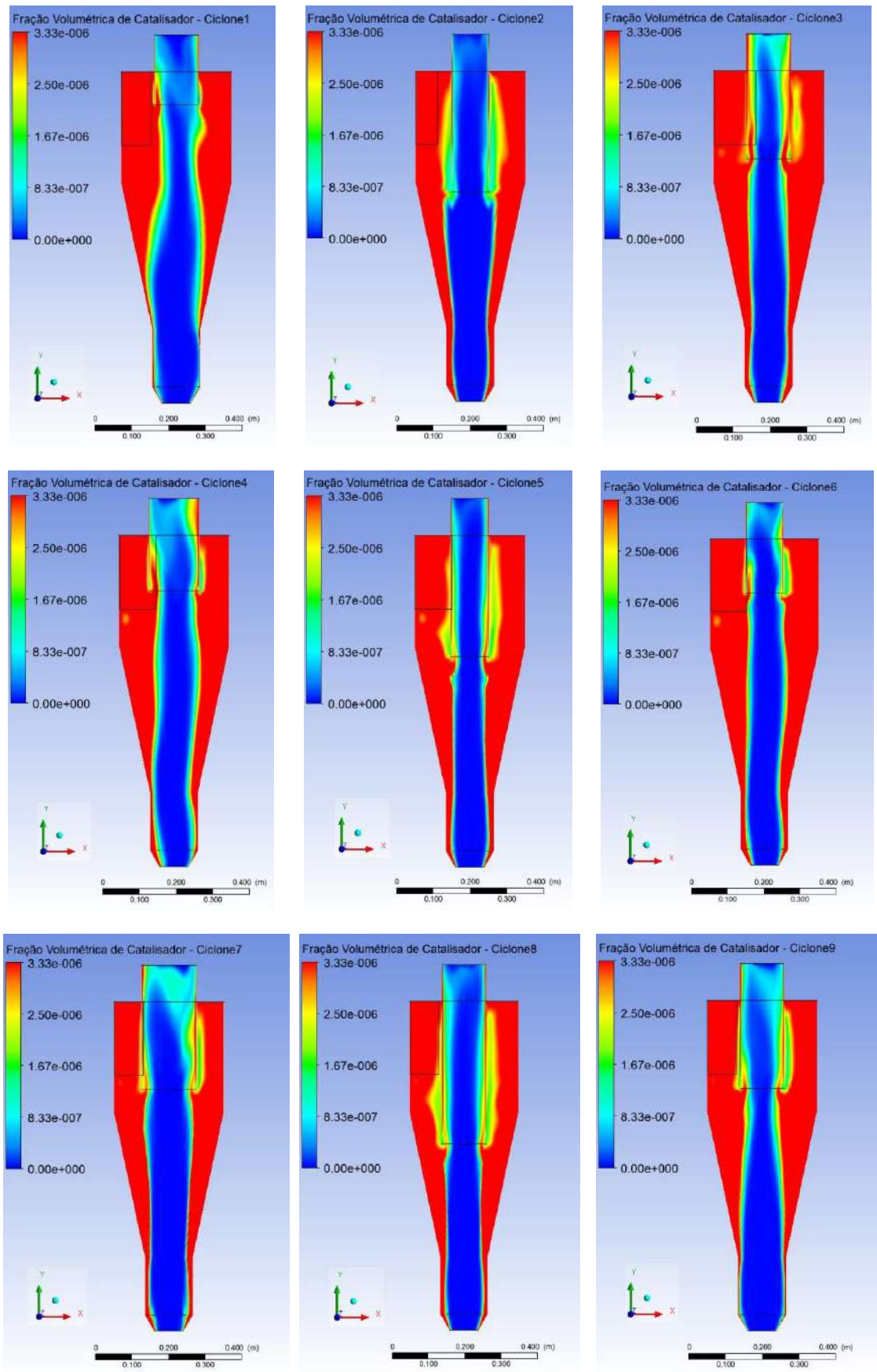
Após a elaboração das 17 geometrias e malhas e a convergência das respectivas simulações, foi possível analisar os resultados no CFD-Post, que se encontram na Tabela 8.

Conforme é possível observar, os valores de razão de fluido obtidos são altos, o que fez com que o desempenho dos ciclones fosse avaliado através de sua eficiência granulométrica reduzida. Além disso, o ciclone 3 apresentou a menor eficiência e o ciclone 15, a maior. Este possui o menor valor de  $B_c$  da faixa de variação e aquele, o maior. Os pontos centrais apresentaram, como esperado, os mesmos resultados.

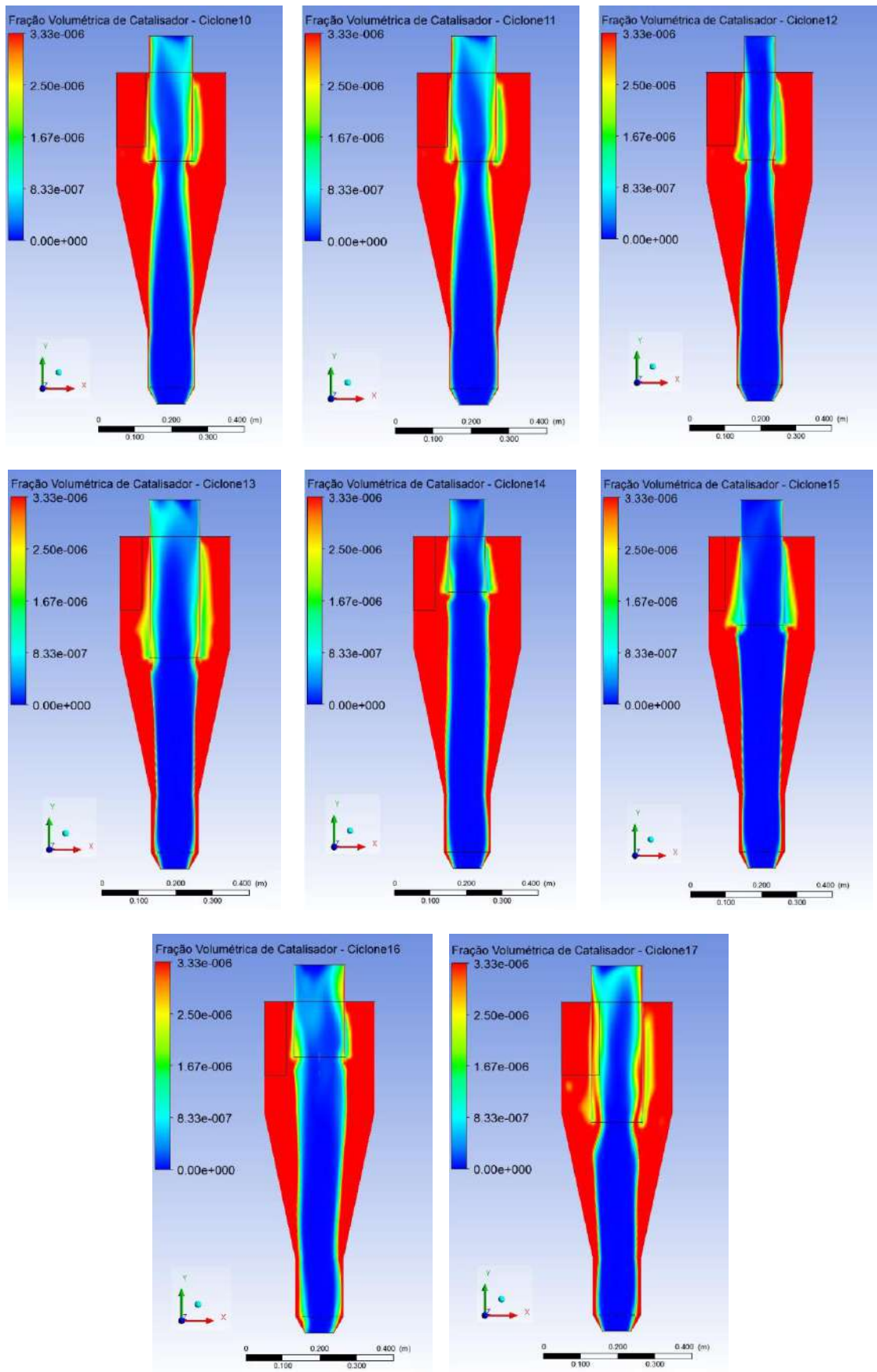
**Tabela 8.** Eficiência granulométrica reduzida e razão de fluido dos ciclones obtidos no planejamento experimental.

Experimento	$D_o$ (mm)	$B_c$ (mm)	$\ell$ (mm)	$G'$ (%)	$R_f$ (%)
1	120,00	80,00	90,00	42,92	22,51
2	102,16	59,19	329,18	68,82	35,94
3	120,00	115,00	240,00	22,35	25,75
4	137,84	100,81	150,82	34,89	12,21
5	102,16	100,81	329,18	44,69	37,45
6	102,16	100,81	150,82	39,10	36,84
7	150,00	80,00	240,00	42,06	1,34
8	120,00	80,00	390,00	49,03	18,79
9	120,00	80,00	240,00	39,65	17,94
10	120,00	80,00	240,00	39,65	17,94
11	120,00	80,00	240,00	39,65	17,94
12	90,00	80,00	240,00	50,43	21,65
13	137,84	59,19	329,18	54,91	6,61
14	102,16	59,19	150,82	71,45	30,94
15	120,00	45,00	240,00	83,72	13,68
16	137,84	59,19	150,82	59,59	4,84
17	137,84	100,81	329,18	32,89	10,40

As Figura 21 e 22 mostram o perfil de frações volumétricas de partículas de catalisador no plano (x,y). A região em vermelho corresponde aos maiores valores.



**Figura 21.** Distribuição de frações volumétricas de catalisador no interior dos ciclones 1 a 9.



**Figura 22.** Distribuição de frações volumétricas de catalisador no interior dos ciclones 10 a 17.

### 6.3 Ajuste do Modelo aos Dados Experimentais

Os resultados da análise estatística realizada pelo *software* Design Expert 6.0.6 revelaram que dos dez coeficientes do modelo proposto

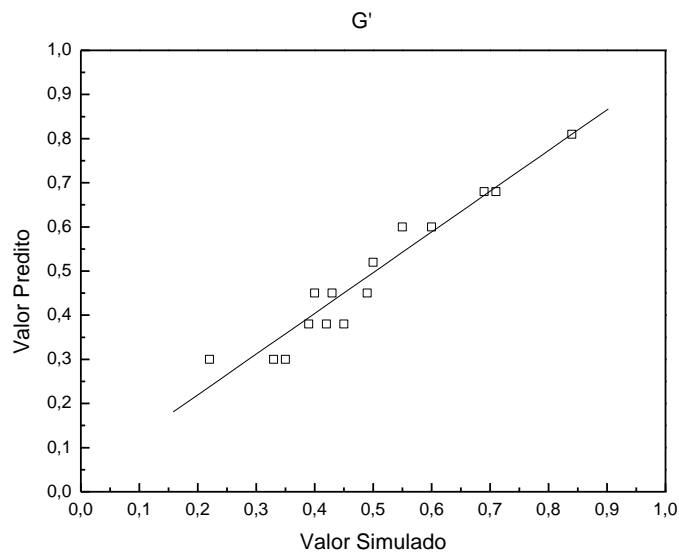
$$G' = \beta_0 + \beta_1 D_o + \beta_2 B_c + \beta_3 l + \beta_{11} D_o^2 + \beta_{22} B_c^2 + \beta_{33} l^2 + \beta_{12} D_o B_c + \beta_{13} D_o l + \beta_{23} B_c l \quad (16)$$

apenas três são significativos<sup>1</sup>:  $D_o$ ,  $B_c$  e  $B_c^2$ . Logo, o modelo foi reduzido a:

$$G' = \beta_0 + \beta_1 D_o + \beta_2 B_c + \beta_{22} B_c^2 \quad (17)$$

$$G' = 1,88279 - 0,00229174 D_o - 0,021721 B_c + 0,0000903636 B_c^2 \quad (18)$$

em que os coeficientes foram obtidos através do método de mínimos quadrados e  $D_o$ ,  $B_c$  e  $B_c^2$  estão em milímetros. Esse ajuste possui um coeficiente de determinação ( $R^2$ ) de 0,9174. A Figura 23 mostra o gráfico dos valores preditos *versus* os valores simulados.



**Figura 23.** Ajuste do modelo aos dados experimentais.

Essa mesma equação escrita em termos de variáveis escalonadas<sup>2</sup> fornece:

<sup>1</sup> Valores de “Prob > F” menores do que 0,0500 indicam que os termos do modelo são significativos. O valor de F é obtido através da divisão entre as razões da soma dos quadrados e os graus de liberdade para o modelo e o resíduo. Informações mais detalhadas podem ser encontradas em *Simple Comparative Experiments*, disponível em: <[http://www.statease.com/pubs/edme7\\_one-factor\\_tut.pdf](http://www.statease.com/pubs/edme7_one-factor_tut.pdf)>.

<sup>2</sup> Variáveis escalonadas são aquelas em que seus valores originais são convertidos em -1 e +1 para os níveis inferior e superior, respectivamente (CALADO e MONTGOMERY, 2003).

$$G' = 0,45 - 0,041D_o - 0,15B_c + 0,039 B_c^2 \quad (19)$$

Esses resultados revelam que o comprimento do *vortex finder* ( $\ell$ ) não influencia a eficiência granulométrica reduzida de separação, assim como os termos de interação não são significativos, isto é, os efeitos dos fatores são independentes.

Nos trabalhos de Silva (2007), Zhu e Lee (1999) e Bakari e Hamdullahpur (1998), o comprimento do *vortex finder* teve efeito sobre a eficiência de separação. Considerando as condições operacionais, assim como as propriedades do fluido e da partícula utilizadas na simulação, o efeito do *vortex finder* pode ter sido amortecido pela maior influência dos parâmetros geométricos  $B_c$  e  $D_o$  na eficiência.

Além disso, através da equação 19, é possível perceber que a variável que mais influencia  $G'$  é  $B_c$ : quanto menor  $B_c$ , maior a eficiência, conforme Elsayed e Lacor (2011) também constataram.

## 6.4 Otimização

A função objetivo a ser maximizada é a equação do modelo

$$G' = 1,88279 - 0,00229174D_o - 0,021721B_c + 0,0000903636 B_c^2 \quad (20)$$

sujeita às seguintes restrições:

$$90 \leq D_o \leq 150$$

$$45 \leq B_c \leq 115$$

$$90 \leq \ell \leq 390$$

$$0,8 \leq G' \leq 1$$

$$0 \leq R_f \leq 0,15$$

O resultado da otimização gerou como ciclone ótimo o que possui as seguintes dimensões:  $D_o = 119,63$  mm,  $B_c = 45,00$  mm e  $\ell = 217,21$  mm (o  $\ell$  não tem efeito no resultado da otimização). A máxima eficiência granulométrica reduzida obtida para esse sistema é de 81%, para a partícula de 4  $\mu\text{m}$ , e a razão de fluido, 15%.



Ao compararmos a geometria ótima com um dos resultados obtidos nas simulações (Tabela 9), podemos constatar que o ciclone ótimo foi gerado durante o planejamento experimental (ciclone 15) e, portanto, não foi necessário realizar uma simulação para o ciclone ótimo no intuito de comparar  $G'$  e  $R_f$  com os resultados previstos pelo modelo.

**Tabela 9.** Comparação entre o ciclone ótimo e o ciclone 15.

Experimento	$D_o$ (mm)	$B_c$ (mm)	$\ell$ (mm)	$G'$ (%)	$R_f$ (%)
ciclone ótimo	119,63	45,00	217,21	81,00	15,00
ciclone 15	120,00	45,00	240,00	83,72	13,68

Conforme esperado, o ciclone ótimo possui o menor  $B_c$ . Pode-se concluir, portanto, que quanto menor a largura do duto de alimentação, maior a eficiência. O  $D_o$  ótimo é 120 mm, que corresponde ao centro de sua faixa de variação.

## 7 Conclusões

A Fluidodinâmica computacional foi utilizada para compreender os efeitos de três parâmetros geométricos (diâmetro do *overflow*, largura do duto de alimentação e comprimento do *vortex finder*) no desempenho de ciclones típicos do vaso separador de unidades de FCC.

Resultados da análise estatística mostraram que o comprimento do *vortex finder* não tem efeito significativo na eficiência granulométrica reduzida do ciclone, enquanto que a largura do duto de alimentação é o parâmetro que mais influencia a eficiência de separação, do seguinte modo: quanto menor o  $B_c$ , maior a eficiência.

Os perfis de velocidade tangencial e de pressão obtidos estão de acordo com os descritos pela literatura, indicando que os modelos empregados na simulação, como o de turbulência, são adequados para representar o escoamento no interior do ciclone.

O ciclone ótimo possui um  $D_o = 120$  mm e  $B_c = 45$  mm. A eficiência granulométrica reduzida máxima obtida para o diâmetro de partícula de  $4 \mu\text{m}$  é de aproximadamente 84%.

A continuação do trabalho em uma etapa futura envolveria a simulação do escoamento bifásico no interior do ciclone ótimo utilizando-se uma distribuição de partículas de catalisador de FCC do final do *riser*, ao invés de um único tamanho de partícula, para cálculo da eficiência deste ciclone. Além disso, deve-se construir o ciclone ótimo e realizar a separação experimentalmente para validar os resultados obtidos.

## 8 Referências Bibliográficas

- AGUIRRE, João; DAMIAN, Ricardo. **Guidelines on Numerical Modeling of Cyclones and Hydrocyclones**. 2008 South American ANSYS Conference, Rio de Janeiro, 14-17 de outubro de 2008.
- ANP - Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2011. Disponível em: < <http://www.anp.gov.br/?pg=57890>>. Acesso em: 30/07/2011.
- ANSYS FLUENT 12.0, Theory Guide, 2009.
- AZADI, M.; AZADI, M.; MOHEBBI, A. A CFD study of the effect of cyclone size on its performance parameters. **Journal of Hazardous Materials**, v. 182, p. 835-841, 2010.
- BERNARDO, Sérgio. **Estudo dos Escoamentos Gasoso e Gás-Sólido em Ciclones pela Aplicação de Técnicas de Fluidodinâmica Computacional**. Campinas, 2005. 240p. Tese de Doutorado. Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP.
- BAKARI, M.I.; HAMDULLAHPUR, F. Optimization of the Overall Performance of Cyclone Separators. In: SECOND TRABZON INTERNATIONAL ENERGY AND THE ENVIRONMENT SYMPOSIUM, Trabzon, 1998.
- BHASKARAN, Rajesh; COLLINS, Lance. Introduction to CFD Basis. Disponível em: < <http://dragonfly.tam.cornell.edu/teaching/mae5230-cfd-intro-notes.pdf>>. Acesso em: 12/11/2011.
- BOSCO, Flávio. O desafio do diesel S-10. Revista Petro&Química, ed. 327, 2010. Disponível em: < <http://www.petroquimica.com.br/>>. Acesso em: 28/07/2011.
- CALADO, Verônica; MONTGOMERY, Douglas C. **Planejamento de Experimentos usando o *Statistica***. Rio de Janeiro: E-papers, 2003.
- CARDOSO, Cássia Regina. **Arraste de Partículas Finas em um Leito Fluidizado e Eficiência de Coleta de um Ciclone Dipleq**. Uberlândia, 2008. 67 p. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia.
- CARVALHO, Aline Teixeira de C. **Otimização de Ciclone para a Pré-separação de Areia na Produção de Petróleo**. Rio de Janeiro, 2008. 70 p. Dissertação de Mestrado. Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- CHEN, J.; SHI, M. Analysis on cyclone collection efficiencies at high temperatures. **China Particuology**, v. 1, n. 1, p. 20-26, 2003.
- DESIGN EXPERT 8 User's Guide. Multifactor RSM Tutorial – Part 1.

- ELSAYED, K.; LACOR, C. Optimization of the cyclone separator geometry for minimum pressure drop using mathematical models and CFD simulations. **Chemical Engineering Science**, v. 65, p. 6048-6058, 2010.
- ELSAYED, K.; LACOR, C. The effect of cyclone inlet dimensions on the flow pattern and performance. **Applied Mathematical Modelling**, v. 35, p. 1952-1968, 2011.
- FORTUNA, Armando de Oliveira. **Técnicas Computacionais para Dinâmica dos Fluidos: conceitos básicos e aplicações**. São Paulo: Editora da Universidade de São Paulo, 2000.
- FREIRE, A.P.S.; MENUT, P.P.M.; SU, J. **Turbulência**. Rio de Janeiro: ABCM, v. 1, 2002.
- GOMES, Alexandre Castro Leiras. Refino de Petróleo. In: ANTUNES, Adelaide. (Org.). **Setores da indústria química orgânica**. Rio de Janeiro: E-papers, 2007, p. 35-66.
- GOMES, Carlos Eduardo Simões. **Análise de Fadiga em Ciclones de FCC Utilizando Modelos de Casca**. Rio de Janeiro, 2010. 107 p. Dissertação de Mestrado. COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- JÚNIOR, Nelson Patrício. **Fadiga de Ciclones de Unidades de FCC sob Ação Fluido-Dinâmica**. Rio de Janeiro, 2004. 152 p. Dissertação de Mestrado. COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- LIMA, Kelly; MAGNABOSCO, André. Petrobras adia refinaria do Maranhão de 2014 para 2016. Disponível em: <<http://veja.abril.com.br/noticia/economia/petrobras-adia-refinaria-do-maranhao-de-2014-para-2016>>. Acesso em: 27/07/2011.
- MALISKA, Clovis R. **Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional**. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2004.
- MARTIGNONI, W.P.; BERNARDO, S.; QUINTANI, C.L. Evaluation of Cyclone Geometry and its Influence on Performance Parameters by Computational Fluid Dynamics (CFD). **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 24, p. 83-94, 2007.
- MCCARTHY, S.J.; RATERMAN, M.F.; SMALLEY, C.G.; SODOMIN, J.F.; MILLER, J.B. FCC Technology Upgrades: A Commercial Example. KBR. Disponível em: <<http://www.kbr.com/Newsroom/Publications/Technical-Papers/FCC-Technology-Upgrades-A-Commercial-Example.pdf>>. Acesso em: 05/07/2011.
- MEDRONHO, Ricardo de Andrade. **Hidro ciclones**, 2004.
- MEIER, H.F.; MORI, M. Anisotropic behavior of the Reynolds stress in gas and gas-solid flows in cyclones. **Powder Technology**, v. 101, p. 108-119, 1999.

NIST/SEMATECH e-Handbook of Statistical Methods. Disponível em: <<http://www.itl.nist.gov/div898/handbook/>>. Acesso em: 21 de outubro de 2011.

PERES, A.P.; MEIER, H.F.; HUZIWARA, W.K.; MORI, M. Experimental Study and Advances in 3-D Simulation of Gas Flow in a Cyclone Using CFD. **Computer Aided Chemical Engineering**, v. 10, p. 943-948, 2002.

PETROBRAS - Destaques Operacionais – Capacidade das Refinarias. Disponível em: <[http://www.petrobras.com.br/ri/Show.aspx?id\\_materia=GfDsO5Ob6L+gpXGg7g6+cw==&id\\_canal=JjrBUhYqLOnEjp8TEG579A==&id\\_canalpai=BCfjUWXpdumojDWoXjzKag==](http://www.petrobras.com.br/ri/Show.aspx?id_materia=GfDsO5Ob6L+gpXGg7g6+cw==&id_canal=JjrBUhYqLOnEjp8TEG579A==&id_canalpai=BCfjUWXpdumojDWoXjzKag==)>. Acesso em: 29/07/2011.

RAOUFI, A. *et al.* Numerical simulation and optimization of fluid flow in cyclone vortex finder. **Chemical Engineering and Processing**, v. 47, p. 128-137, 2008.

RODRIGUES, M.I.; IEMMA, A.F. **Planejamento de Experimentos e Otimização de Processos: uma estratégia sequencial de planejamentos**. 1. ed. Campinas, SP: Casa do Pão Editora, 2005.

SADEGHBEIGI, Reza. **Fluid Catalytic Cracking Handbook: design, operation and troubleshooting of FCC facilities**. 2. ed. Houston, TX: Gulf Publishing Company, 2000.

SILVA, Guilherme Pimentel de Maria da. **Simulação Numérica de um Ciclone para Recuperação de Catalisador de Unidades de FCC**. Rio de Janeiro, 2007. 46 p. Projeto de Final de Curso. Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

SILVA, Marcela Kotsuka da. **Estudo de Modelagem Numérica Tridimensional de Ciclones do Tipo Lapple para Separação Gás-Sólido**. Florianópolis, 2006. 78 p. Dissertação de Mestrado. Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina.

SONG, J.; SUN, G.; CHAO, Z.; WEI, Y. Gas flow behavior in industrial FCC disengager vessels with different coupling configurations between two-stage separators. **Powder Technology**, v. 207, p. 444–453, 2011.

SUN, G.; CHEN, J.; SHI, M. Optimization and applications of reverse-flow cyclones. **China Particuology**, v. 3, n. 1-2, p. 43-46, 2005.

SZKLO, Alexandre Salem. **Fundamentos do Refino de Petróleo**. Rio de Janeiro: Interciência, 2005.

UPSON, L.L.; HEMLER, C.L.; LOMAS, D. A. Unit Design and Operational Control: impact on product yields and product quality. In: MAGEE, J.S.; MITCHELL, M.M. (Ed.(s)). **Fluid Catalytic Cracking: science and technology**. *Studies in Surface Science and*

*Catalysis*, v. 76. Amsterdam, The Netherlands: Elsevier Science Publishers B. V., 1993, p. 385-440.

WANG, J.; BOUMA, J.H.; DRIES, H. An experimental study of cyclone dipleg flow in fluidized catalytic cracking. **Powder Technology**, v. 112, p. 221-228, 2000.

WANG, L.; PARNELL, C.B.; SHAW, B.W. Analysis of cyclone pressure drop. In PROC. 2001 BELTWIDE COTTON CONFERENCE. Disponível em: <<http://caaqs.tamu.edu/Publications/Publications/PU03501.pdf>>. Acesso em: 10/11/2011.

ZHU, Y.; LEE, K.W. Experimental study on small cyclones operating at high flow rates. **Journal of Aerosol Science**, v. 30, n. 10, p. 1303-1315, 1999.

## APÊNDICE

- Similaridade geométrica

$$\frac{D_{c\ mod}}{D_{c\ prot}} = \frac{30\ cm}{100\ cm} \cong 0,3 = \text{fator de escala} \quad (21)$$

**Tabela 10.** Dimensões, em centímetros, do modelo e do protótipo (ciclone real).

	Protótipo	Modelo
$D_c$	100	30
$H_c$	67	20
$B_c$	27	8
$\ell$	80	24
$L_t$	333	100
$D_u$	27	8
$D_o$	40	12

- Similaridade dinâmica

$Stk_{50}$  e  $Eu$  são constantes para ciclones geometricamente similares. Assumindo-se que a queda de pressão no modelo e no protótipo são iguais e que o fluido utilizado é o mesmo:

$$\circ \quad Eu_{prot} = Eu_{mod} \quad (22)$$

$$\left[ \frac{\pi^2 \Delta P D_c^4}{8\rho Q^2} \right]_{prot} = \left[ \frac{\pi^2 \Delta P D_c^4}{8\rho Q^2} \right]_{mod} \quad (23)$$

$$\left[ \frac{\pi^2 \Delta P D_c^4}{8\rho (v H_c B_c)^2} \right]_{prot} = \left[ \frac{\pi^2 \Delta P D_c^4}{8\rho (v H_c B_c)^2} \right]_{mod} \quad (24)$$

$$v_{mod} = \sqrt{\left(\frac{D_c^4}{(H_c B_c)^2}\right)_{mod} * \left(\frac{(v H_c B_c)^2}{D_c^4}\right)_{prot}} = \sqrt{\left(\frac{0,3^4}{(0,2*0,08)^2}\right)_{mod} * \left(\frac{(15*0,67*0,27)^2}{1^4}\right)_{prot}} \cong 15 \text{ m/s} \quad (25)$$

$$\circ \text{Stk}_{50prot} = \text{Stk}_{50mod} \quad (26)$$

$$\left[\frac{2(\rho_s - \rho)Qd_{50}^2}{9\pi\mu D_c^3}\right]_{prot} = \left[\frac{2(\rho_s - \rho)Qd_{50}^2}{9\pi\mu D_c^3}\right]_{mod} \quad (27)$$

$$\left[\frac{2(\rho_s - \rho)(v H_c B_c)d_{50}^2}{9\pi\mu D_c^3}\right]_{prot} = \left[\frac{2(\rho_s - \rho)(v H_c B_c)d_{50}^2}{9\pi\mu D_c^3}\right]_{mod} \quad (28)$$

$$d_{50mod} = \sqrt{\left[\frac{2(\rho_s - \rho)(v H_c B_c)d_{50}^2}{9\pi\mu D_c^3}\right]_{prot} * \left[\frac{9\pi\mu D_c^3}{2(\rho_s - \rho)(v H_c B_c)}\right]_{mod}} = \sqrt{\frac{0,67*0,27*(40*10^{-6})^2*0,3^3}{1^3*0,2*0,08}} \cong 22 \text{ }\mu\text{m} \quad (29)$$