

RELATÓRIO PARCIAL

PROJETO OCCUC

**OTIMIZAÇÃO E CONTROLE DE UNIDADES DE CRAQUEAMENTO
CATALÍTICO**

Centro Federal de Educação Tecnológica do Paraná – CEFET-PR

Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica e Informática Industrial- CPGEI

Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais – PPGEM

Engenharia Industrial Eletrônica

Engenharia Industrial Mecânica

Curitiba, maio de 2002

MODELAGEM DE PROCESSO DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO FLUIDIZADO PARA FINS DE CONTROLE AUTOMÁTICO – ENFOQUE CONTROLE PREDITIVO.....4

1	INTRODUÇÃO	5
2	ASPECTOS OPERACIONAIS.....	5
3	CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE UNIDADES FCC.....	12
4	CONTROLE PREDITIVO.....	12
4.1	DYNAMIC MATRIX CONTROL	14
4.2	GENERALIZED PREDICTIVE CONTROL.....	16
4.3	INTERNAL MODEL CONTROL	16
4.4	CONTROLADORES PREDITIVOS COM OTIMIZAÇÃO	17
5	CONCLUSÃO.....	17
6	REFERÊNCIAS.....	18

MODELAGEM DE PROCESSO DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO FLUIDIZADO PARA FINS DE CONTROLE AUTOMÁTICO – ENFOQUE MODELAGEM.....24

7	INTRODUÇÃO	25
8	MODELAGEM MATEMÁTICA.....	25
8.1	DESCRIÇÃO GERAL DOS MODELOS DO PROCESSO	25
8.2	RISER.....	25
8.3	REGENERADOR	28
8.4	LINHAS DE TRANSPORTE DE CATALISADOR.....	33
8.5	VASO SEPARADOR	34
8.6	STRIPPER	35
9	METODOLOGIA DE SOLUÇÃO	37
10	PROGRAMA DE SIMULAÇÃO.....	37
11	SITUAÇÃO E RESULTADOS PRELIMINARES	37
12	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	38

ESTUDOS PRELIMINARES PARA PROJETO E CONSTRUÇÃO DE UM EROSÍMETRO A ALTA TEMPERATURA – MODELAGEM E PLANEJAMENTO DO EXPERIMENTO39

13	INTRODUÇÃO	40
14	CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA	40
14.1	TEMPERATURA DE OPERAÇÃO	40
14.2	VELOCIDADE DAS PARTÍCULAS.....	40
14.3	ÂNGULO DE ATAQUE	41
14.4	FRAÇÃO DE PARTÍCULAS.....	41
15	DESCRIÇÃO DA BANCADA EXPERIMENTAL.....	41

16	MODELAGEM DAS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	42
16.1	ESCOAMENTO GASOSO	42
16.2	ESCOAMENTO DA FASE SÓLIDA	43
16.3	SOLUÇÃO DAS EQUAÇÕES	44
17	RESULTADOS	44
17.1	RESULTADOS DO MODELO	44
17.2	SELEÇÃO DOS COMPONENTES.....	47
17.3	SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE AR.....	47
17.4	SISTEMA DE AQUECIMENTO.....	47
17.5	ALIMENTAÇÃO DE PARTÍCULAS.....	47
17.6	ACELERADOR DE PARTÍCULAS	48
17.7	SUPORTE DA AMOSTRA	48
17.8	COLETOR DE PARTÍCULAS	48
18	CONCLUSÕES.....	48
19	REFERÊNCIAS.....	48

**MODELAGEM DE PROCESSO DE CRAQUEAMENTO
CATALÍTICO FLUIDIZADO PARA FINS DE CONTROLE
AUTOMÁTICO – ENFOQUE CONTROLE PREDITIVO**

EQUIPE

Prof. Flávio Neves Junior, Ph.D
Profa. Lúcia Valéria Ramos de Arruda, Ph.D
Prof. Alfranci Freitas Santos, Ph.D
Prof. Douglas Renaux, Ph.D
Prof. Luiz Carlos de Abreu Rodrigues, Ph.D
Mestrando Wilson de Souza Melo
Mestrando Charles Gentilin
Mestrando Celso Prosdóssimo
Acadêmico Henrique Westphall
Acadêmico Luiz Fernando Coelho

1 INTRODUÇÃO

O presente trabalho trata do estudo do comportamento dinâmico de um conversor de craqueamento catalítico em leito fluidizado (FCC), resultando em uma proposta de estratégia de controle que emprega conceitos de controle preditivo multivariável.

O estudo foi desenvolvido sobre um modelo simplificado do conversor FCC industrial. Este modelo é originalmente proposto por Moro e Odloak (1995). Ele apresenta as principais não linearidades das seções de craqueamento e regeneração em uma forma agrupada, de modo a reduzir o esforço computacional a níveis razoáveis. O modelo contempla também balanços de massa e energia no reator e regenerador, envolvendo as cinéticas das reações de craqueamento e formação de coque e correlações empíricas.

O presente relatório está organizado em cinco seções. A seção 2 trata de aspectos operacionais de uma unidade FCC, bem como suas variáveis de maior relevância. Ainda nesta seção, são apresentados gráficos contendo resultados de simulação da unidade FCC para um regime de operação específico. A seção 3 traça os objetivos e resultados esperados para um controlador avançado aplicado em uma unidade FCC, ao passo que a seção 4 apresenta os principais conceitos e descrição dos algoritmos de controle preditivo mais empregados em controle industrial. Por fim, a seção 5 apresenta as conclusões parciais, decorrentes deste trabalho. Pode ser encontrado ainda, ao final deste relatório, o Anexo 1, contendo uma descrição sucinta das principais variáveis e equações do modelo FCC estudado.

2 ASPECTOS OPERACIONAIS

A operação estável de uma unidade FCC está intimamente ligada a um triplo equilíbrio entre suas subunidades, através do equilíbrio de calor, equilíbrio de pressão e equilíbrio químico (ou de coque) (Abadie, 1997).

O equilíbrio de calor garante que a energia necessária às reações de craqueamento será fornecida de forma adequada pelo regenerador. Um excesso no fornecimento de energia poderá resultar em temperaturas destrutivas para a unidade de craqueamento, ao passo que um baixo fornecimento de energia irá gerar uma temperatura insuficiente para que ocorra a ativação do catalisador.

O equilíbrio de pressão é fundamental para que o fluxo de catalisador entre o regenerador e o reator ocorra no sentido correto. A perda desse equilíbrio pode resultar na inversão do sentido de circulação do catalisador, afetando a segurança da unidade e expondo-a a um potencial risco de explosão.

O equilíbrio químico (ou equilíbrio de coque) diz respeito à queima total do coque dentro do regenerador. Se este equilíbrio não é alcançado, o coque acumulado sobre a superfície do catalisador tende a anular a funcionalidade deste durante as reações de craqueamento. Além disso, a queima insuficiente de coque não produzirá a energia requerida à realimentação do processo. Em ambos os casos, ocorrerão perdas na capacidade de conversão da unidade FCC.

A necessidade de manter constante este equilíbrio triplo torna o processo de craqueamento altamente complexo. Isso se dá devido à inter-relação existente entre as variáveis que possuem influência sobre o sistema. A manipulação de uma única variável operacional pode afetar o comportamento de outras variáveis, gerando instabilidades no processo (King, 1996).

Sob esse aspecto, o craqueamento catalítico pode ser visto como um problema de controle e otimização em tempo real, onde as restrições são expressas pelas inter-relações existentes entre as variáveis operacionais. Assim, quanto maior a compreensão dos fatores que influenciam o processo, melhores os resultados obtidos em termos de maximização dos rendimentos e operação de uma unidade FCC (Moro e Odloak, 1995).

A variáveis operacionais podem ser divididas em dois grupos (Abadie, 1997):

- Variáveis independentes: também chamadas de variáveis de ação direta, são variáveis cujo valor pode ser manipulado através de um controlador.
- Variáveis dependentes: são variáveis susceptíveis a modificações através da manipulação de variáveis independentes.

Em unidades FCC, várias variáveis dependentes devem ser controladas. Entretanto, a maioria delas necessita somente ser mantidas dentro de faixas permissíveis para garantir a estabilização do processo, ou preservar a integridade mecânica dos equipamentos. Não existe controle destas variáveis com *setpoints* constante. Por exemplo:

- As temperaturas do regenerador (em particular a temperatura da fase diluída) têm que ser mantidas abaixo de um valor máximo para evitar qualquer dano mecânico ao sistema, e acima de um valor mínimo para garantir a continuidade da reação de combustão do coque.
- A diferença de pressão na válvula *plug* de catalisador regenerado tem que ser mantida acima de um valor de segurança mínimo, para prevenir fluxo reverso da corrente de catalisador/hidrocarboneto.
- O compressor de gás úmido é um elemento crítico na unidade de FCC. O controlador tem que manter a velocidade de rotação do compressor dentro dos limites operacionais para prevenir danos mecânicos ao compressor.
- A temperatura do *riser* não tem um *setpoint* especificado, pois depende dos objetivos operacionais. Uma temperatura de craqueamento alta leva a uma alta conversão de butanos e gases leves, enquanto que uma temperatura de craqueamento mais baixa leva a uma alta conversão de destilados médios (gasolina e óleo de ciclo leve (LCO)).

Em Abadie (1997) são propostos cinco fatores principais dentro do processo de conversão em uma unidade FCC. Eles são os seguintes:

- Qualidade da carga;
- Atividade do catalisador;
- Temperatura de reação;
- Razão catalisador/carga;
- Tempo de reação.

Embora a pressão dentro das subunidades de conversão seja um fator de grande influência no processo, ela não é manipulada operacionalmente. A manipulação de variáveis operacionais ligadas à pressão pode causar riscos de fluxo reverso. Na maioria dos casos, este fator é considerado apenas para projeto da unidade FCC (Abadie, 1997).

A manipulação de quaisquer dos fatores apresentados provoca alterações na severidade do processo, resultando em aumento ou redução da taxa de conversão. A severidade diz respeito ao percentual volumétrico da carga que é convertido em cada um dos subprodutos de craqueamento (gasolina, GLP, gás combustível e coque, entre outros) (King, 1996).

Os experimentos realizados neste trabalho foram obtidos a partir de um modelo dinâmico de um conversor FCC modelo *Kellogg Orthoflow F*, mostrado na figura 1, proposto por Moro e Odloak (1995). O modelo foi implementado em computador e simulado para um regime de operação específico. Variações efetuadas sobre algumas variáveis operacionais permitem a observação do comportamento dinâmico e altamente não linear do processo. As principais equações implementadas são transcritas no Anexo 1 deste trabalho.

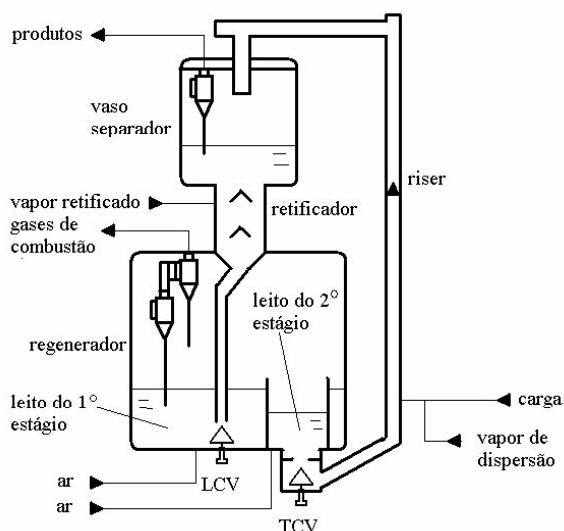


Figura 1: Conversor Kellogg Orthoflow F

As Figuras 2, 3, 4 e 5 ilustram o ganho das respostas das variáveis controladas à aplicação de um degrau unitário em cada variável manipulada. Estas Figuras correspondem, respectivamente, ao degrau aplicado na válvula de catalisador regenerado (a_{TCV}), vazão de gasóleo (R_{if}), vazão de ar para o regenerador (R_{ai}) e temperatura de entrada do gasóleo no *riser* (T_{fp}). Como em uma unidade de FCC real, também foram implementados controladores PID no simulador. Porém, todas as simulações apresentadas foram realizadas com os controladores PID desligados.

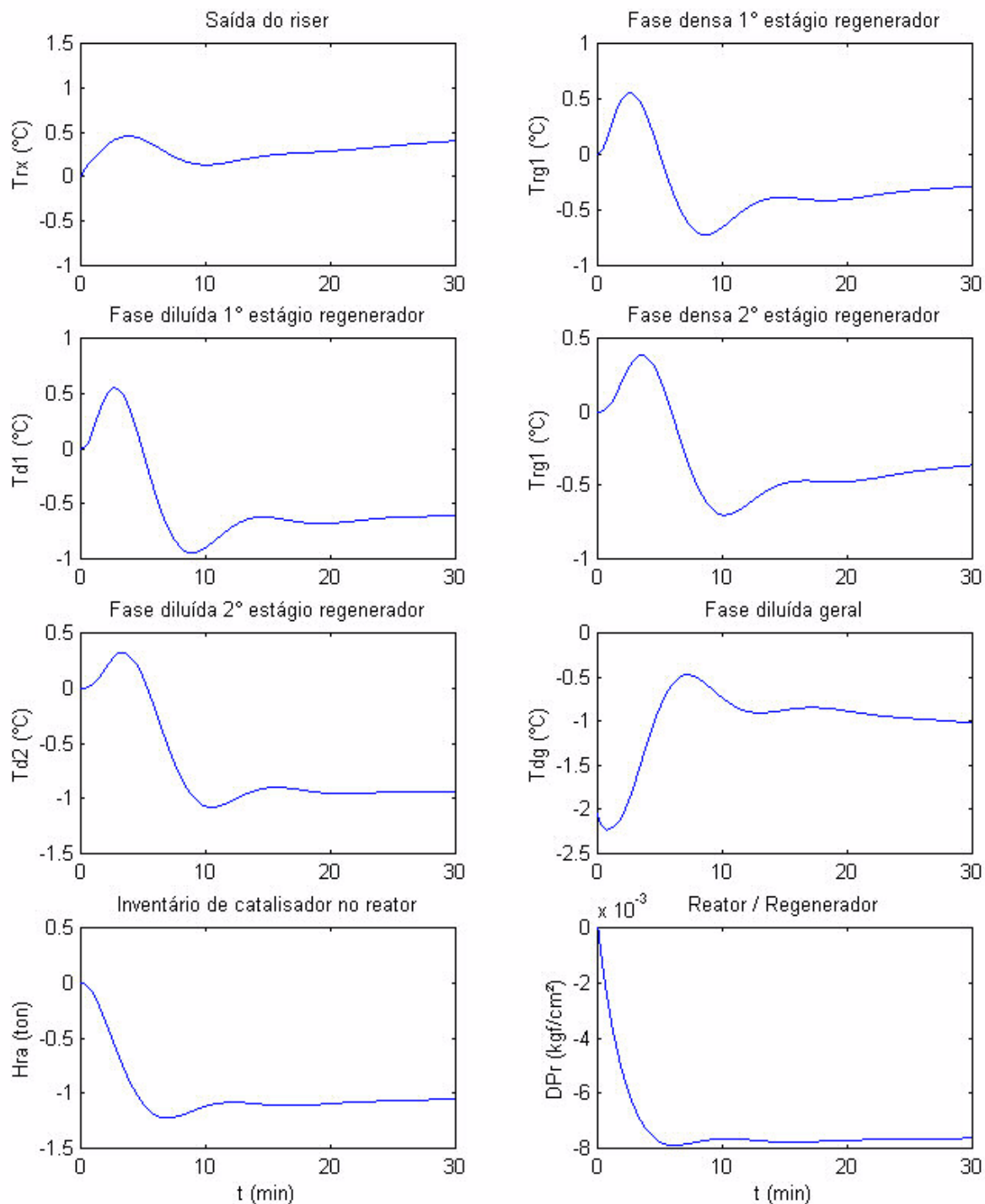


Figura 2: Respostas ao degrau unitário aplicado na a_{TCV}

Conforme observado na Figura 2, mantida constante a carga da unidade, a circulação de maior quantidade de catalisador aumenta a relação catalisador óleo, induzindo maior quantidade de energia no *riser* e elevando a sua temperatura (T_{rx}). Como maior quantidade de coque é formada e a vazão total de ar é mantida fixa, as reações de carbono a CO competem com as reações de CO a CO_2 , reduzindo assim a relação CO_2/CO nos gases de combustão e, em consequência, a temperatura do regenerador (T_{rg1}).

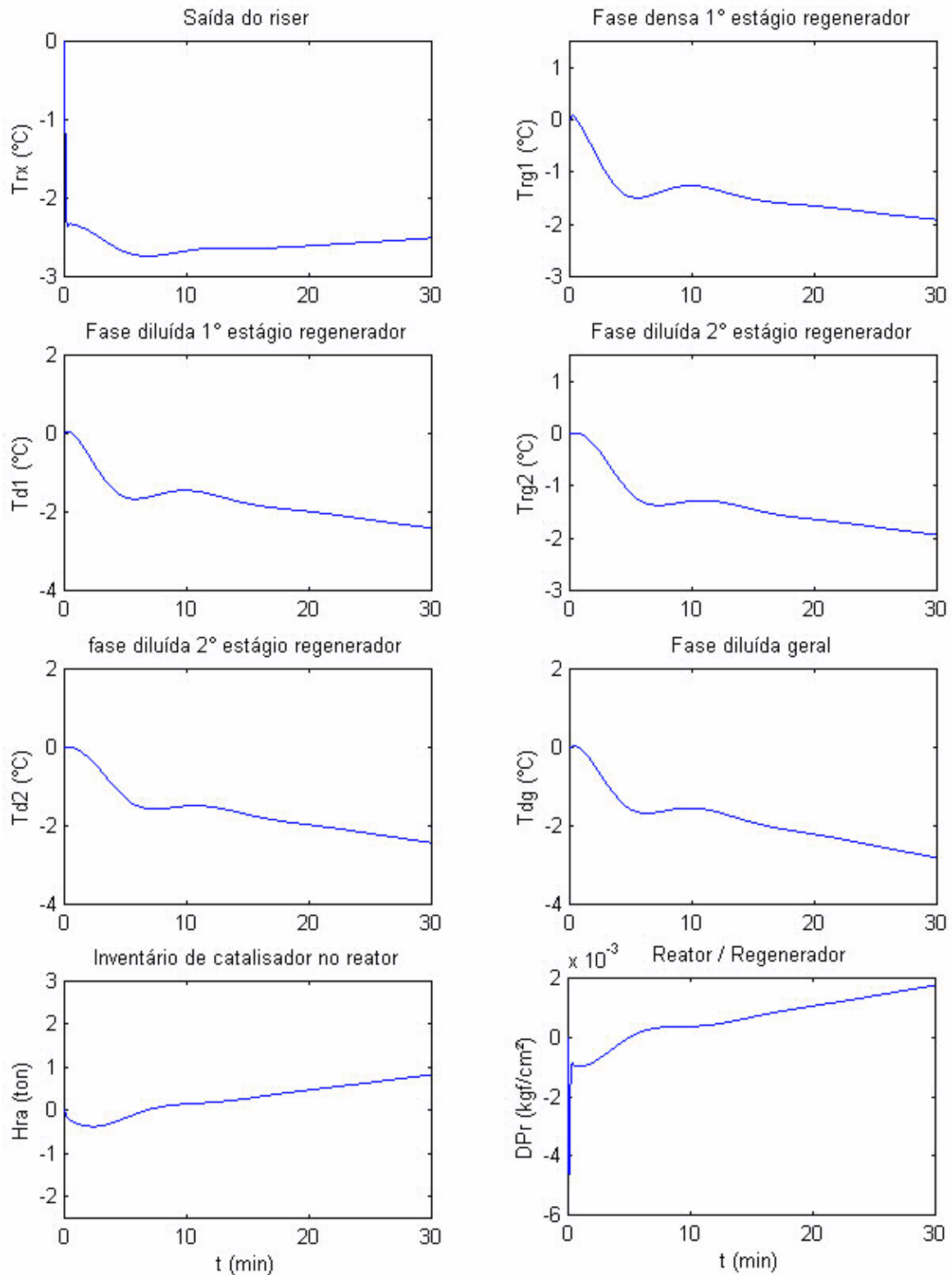


Figura 3: Respostas ao degrau unitário aplicado na R_{rf}

Na Figura 3, é possível observar que o degrau na vazão de carga reduz a relação catalisador/óleo, e poder-se-ia supor que as respostas das variáveis controladas seriam opostas ao degrau na abertura da válvula de catalisador regenerado. Porém, a temperatura do regenerador (T_{rg1}) não segue esse comportamento, pois o efeito da redução do coque gerado é sobreposto pelo da redução da temperatura de catalisador gasto.

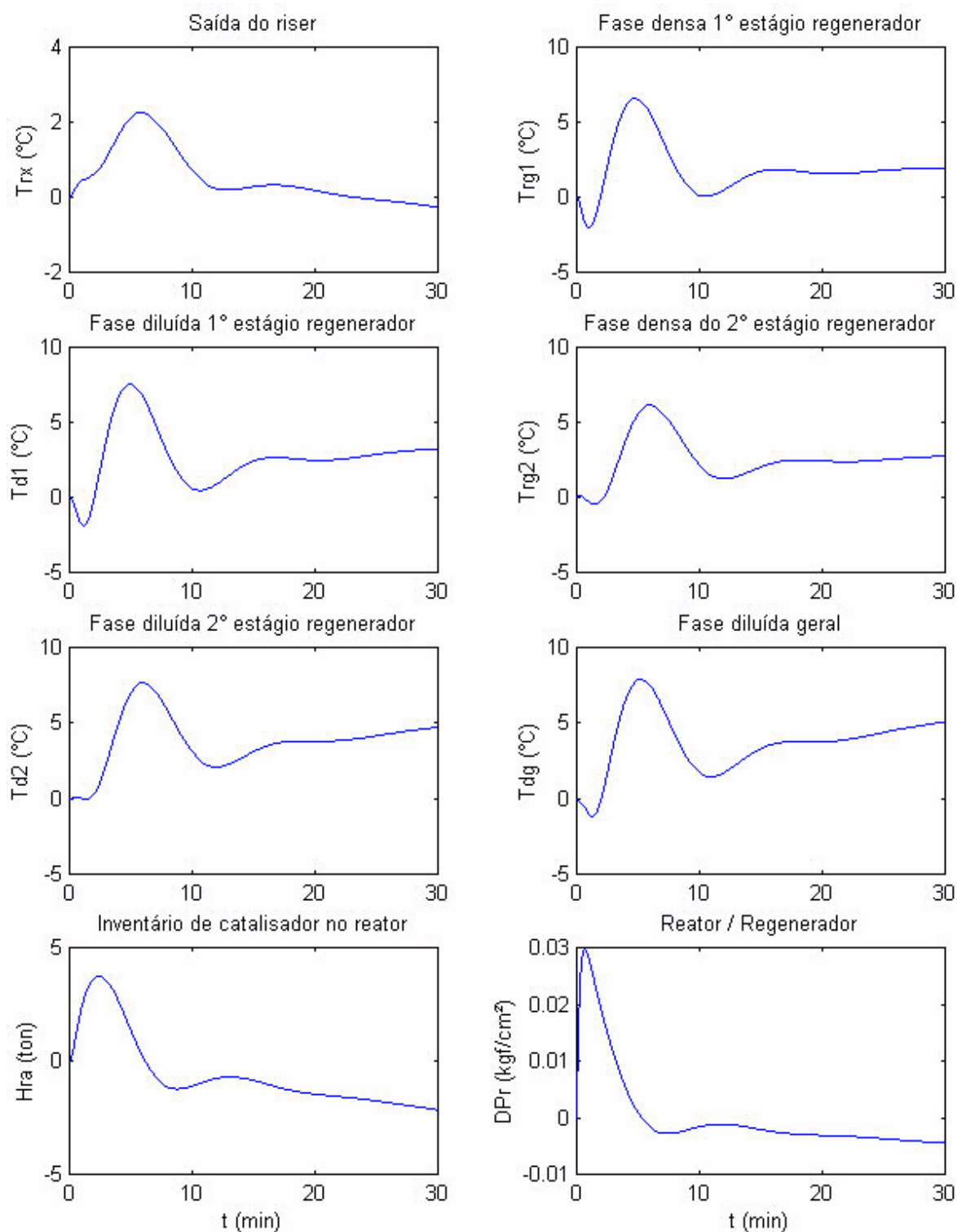


Figura 4: Respostas ao degrau unitário aplicado na R_{ai}

Na Figura 4, pode ser observado que na operação do regenerador em combustão parcial, a adição de ar no regenerador aumenta as temperaturas do primeiro e segundo estágios do regenerador, pois ocorre liberação adicional de energia pela maior conversão do CO em CO₂. O catalisador mais quente fornece maior quantidade de energia no riser, elevando a temperatura de saída do mesmo (T_{rx}).

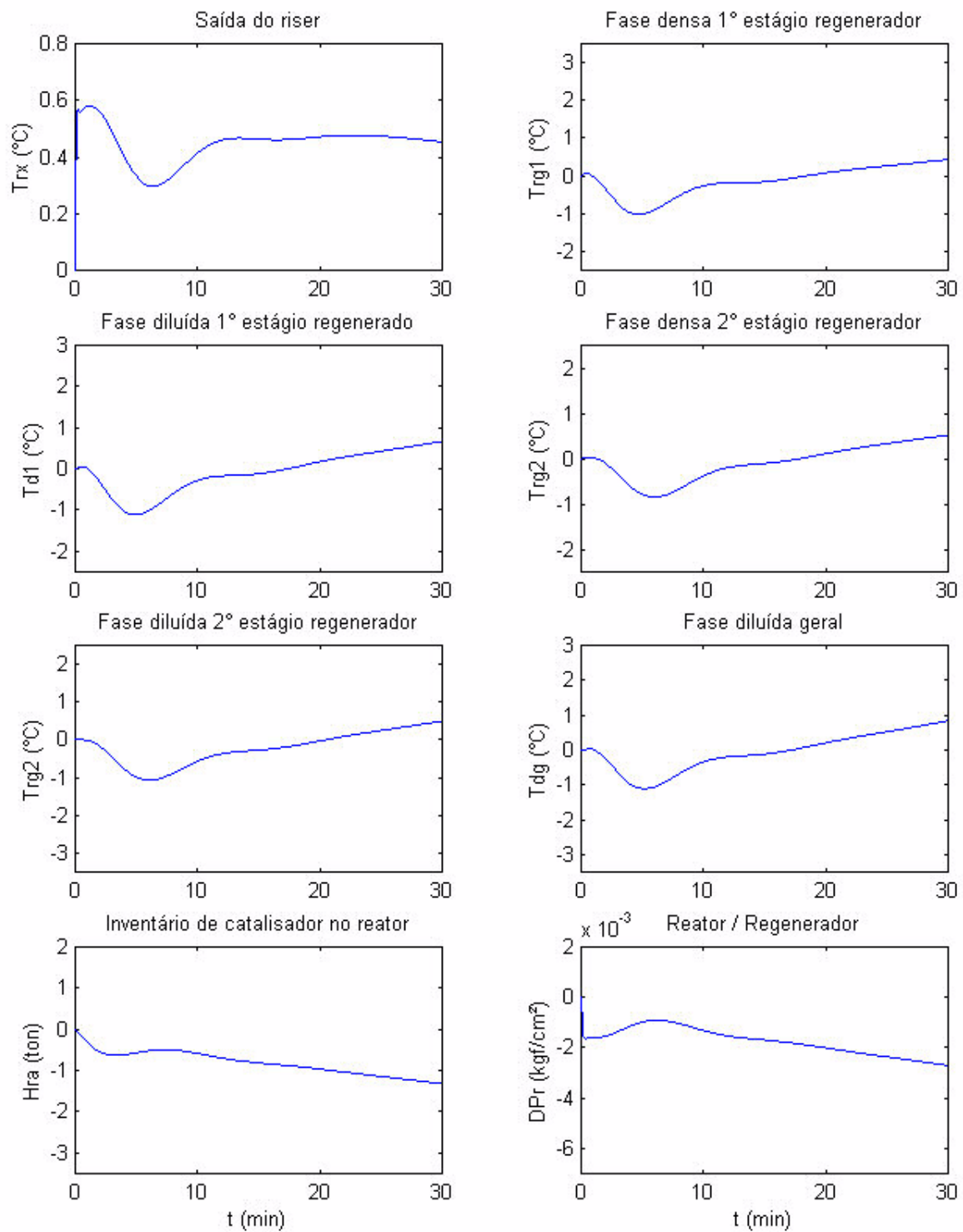


Figura 5: Respostas ao degrau unitário aplicado na T_{rp}

Na Figura 5, observa-se o comportamento das variáveis controladas quando aplicamos um degrau na temperatura da carga. Este degrau induz mais energia no sistema, incrementando todas as temperaturas do mesmo.

3 CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE UNIDADES FCC

Uma das tarefas mais importantes para operação eficiente de uma planta complexa é a definição de mudanças nos pontos de operação das unidades, e a implementação destas mudanças de forma eficiente. Os pontos de operação ótimos, para os quais o sistema mantém-se estável, são denominados *setpoints*. Tais pontos geralmente estão associados a aspectos econômicos do processo. Identificá-los consiste, na prática, em resolver um problema de otimização.

Por sua vez, conduzir o sistema de seu estado atual até um *setpoint* adequado, de forma segura, constitui um problema de controle e otimização em tempo real. Sob esse aspecto, o controle de uma planta pode ser visto como um modelo de transição de estados. O *setpoint*, tratado como estado final, deve ser atingido por consecutivas transições, que correspondem às estratégias de controle aplicadas (Neves, 2000).

A escolha de uma estratégia de controle adequada é feita com base nas características apresentadas pelo problema de controle (Ansari, 2000). Para se controlar o processo de craqueamento catalítico, é preciso considerar os seguintes aspectos:

- O craqueamento catalítico é um sistema multivariável, com grandes constantes de tempo e atraso de transporte. Essa dinâmica lenta justifica a utilização de controladores digitais com grandes períodos de amostragem e, portanto, a aplicação de algoritmos de controle avançado.
- O craqueamento catalítico apresenta natureza altamente não-linear, de forma que um único modelo linear não consegue descrever todas as faixas de operação do processo.
- O sistema de controle está sujeito a restrições relacionadas à qualidade do produto, limitações da capacidade do equipamento, limites de segurança de operação dos equipamentos e materiais, bem como limites de emissão de poluentes ambientais.
- A produção simultânea de produtos, com diferentes valores de mercado, impõe a necessidade de um controle que maximize os produtos mais nobres, ao passo que reduza os produtos menos valorizados.
- A quantidade de energia envolvida afeta o custo de operação do processo, viabilizando um esquema de otimização com o objetivo de minimizar o consumo de energia. Além disso, o custo do catalisador determina que sua recuperação dentro do regenerador seja máxima.

Sob estes aspectos, observa-se que a estratégia de controle a ser aplicada ao processo de craqueamento catalítico está intimamente ligada a problemas de otimização. Entretanto, a integração da otimização ou controle otimizado é uma etapa complexa, e poucas aplicações industriais são encontradas. Isto porque a otimização depende de um modelo rigoroso do processo, e mesmo quando a estrutura do modelo está disponível, o ajuste do modelo ao processo é um procedimento tão difícil quanto o próprio desenvolvimento do modelo (Zanin, 2000).

4 CONTROLE PREDITIVO

Em anos recentes, controladores preditivos têm sido vistos como uma das mais importantes classes de algoritmos para controle avançado de processos (Zhang, 1997),

especialmente o controle de processos químicos (Soeterboek, 1990). Controladores preditivos podem atuar eficientemente sobre sistemas instáveis em malha aberta e sistemas de fase não-mínima, apresentando características desejáveis de estabilidade mesmo em sistemas não-lineares (Sorensen, 1999).

Um controlador preditivo consiste em um método para cálculo da saída de controladores, assumindo-se que um modelo do processo a ser controlado esteja disponível. Informações referentes a entradas e saídas passadas do processo, bem como projeções de futuras ações de controle, são utilizadas para prever sua resposta, com base no comportamento do modelo existente. A lei de controle é obtida minimizando-se um critério de custo, que quantifica o desempenho futuro do sistema em malha fechada (Soeterboek, 1990).

O conceito de controle preditivo pode ser formalmente expresso da seguinte forma. Sejam os vetores u , y' e w os valores de saída do controlador, saída do modelo interno e saída desejada para o processo, respectivamente. A predição tem início a partir da amostra k , e é propagada dentro de um intervalo de tempo H_p específico, denominado horizonte de predição (Figura 6).

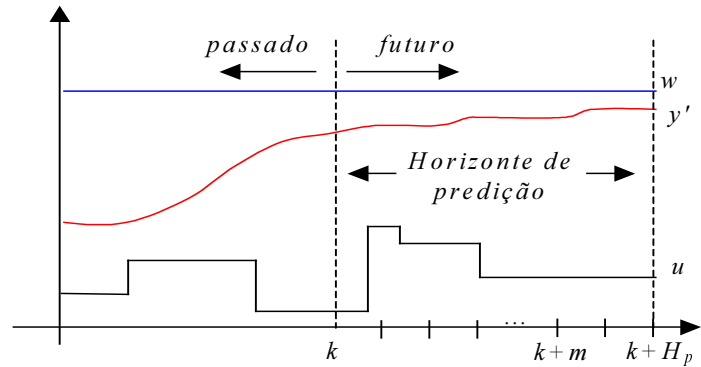


Figura 6: Atuação de um controlador preditivo

Para fins de otimização no algoritmo de controle preditivo, o horizonte de predição pode ser percorrido por meio de um horizonte de controle, de forma similar a uma “janela deslizante”. Esta técnica é conhecida como horizonte móvel. Sua função é reduzir a ordem da matriz de controle, de modo que o custo computacional torne-se menor (Soeterboek, 1990).

A cada amostra m dentro de H_p , o valor Δu de saída do controlador é calculado de modo a minimizar a diferença entre a saída do modelo e a trajetória de referência. O critério de minimização é expresso por uma função de avaliação J . Um exemplo genérico para esta função é dado pela soma dos quadrados dos erros em cada amostra m dentro de H_p e do sinal de controle predito para cada amostra n dentro de um horizonte móvel H_m . Sejam y' a saída predita pelo modelo para um sinal de controle Δu qualquer, w a trajetória de referência, H_p o horizonte de predição e H_m o horizonte móvel. A função de avaliação J poderia ser definida como:

$$J = \sum_{m=1}^{H_p} (y'(k+m|k) - w(k+m|k))^2 + \lambda \sum_{n=1}^{H_m} \Delta u(k+n-1|k)^2$$

A resposta do controlador dentro do horizonte de predição é obtida determinando-se um valor ótimo para Δu , tal que J seja mínimo. Conseqüentemente, o problema de ajuste do controlador preditivo é reduzido a um problema de otimização (Soeterboek, 1990).

Segundo Soeterboek (1990), os controladores preditivos baseados no conceito geral exposto acima necessitam quatro itens principais, os quais são:

- Um modelo do processo a ser controlado. Este modelo é usado para prever a saída do processo dentro do horizonte de predição;
- Uma trajetória de referência para a saída do processo. Em muitos controladores, é comum utilizar-se uma trajetória de primeira ordem. Nada impede, porém, que uma trajetória arbitrária seja adotada.
- Uma função de avaliação, que deve ser minimizada a fim de obter-se um valor ótimo para a seqüência de saída do controlador. É freqüente adotar-se a soma dos quadrados dos erros gerados em cada amostra i .
- Um procedimento para minimização. Existem soluções analíticas para modelos lineares livres de restrição. Entretanto, quando restrições são impostas, faz-se necessário aplicar métodos não-lineares de otimização, os quais geralmente envolvem procedimentos iterativos.

Alguns exemplos de controladores preditivos em unidades FCC podem ser encontrados na literatura. Em Loeblein (1999), são apresentados os resultados obtidos por uma estrutura de controle preditivo, atuante sobre o conjunto *riser*/regenerador. O trabalho comprova que a combinação da estrutura de controle preditivo com uma segunda estrutura convencional de controle, constituindo um modelo integrado de otimização, permite um desempenho econômico superior por parte da unidade FCC.

Dentre os algoritmos mais conhecidos, pode-se citar o DMC (*Dynamic Matrix Control*), GPC (*Generalized Predictive Control*) e IMC (*Internal Model Control*). Destes, o DMC é o algoritmo de controle preditivo que mais tem sido utilizado no controle de processos químicos. O GPC, por sua vez, caracteriza-se por ser um algoritmo de aplicação geral, e por apresentar um bom comportamento tanto no controle de sistemas lineares como não-lineares. Já o IMC é uma estratégia de controle preditivo que se baseia na resposta ao impulso de um modelo interno, estando assim intimamente vinculada à qualidade do modelo.

4.1 Dynamic Matrix Control

O algoritmo DMC tem sido usado pela Shell desde 1974. Ele evoluiu de uma técnica de representação da dinâmica de um processo através de coeficientes numéricos. Esta técnica em conjunto com a formulação dos mínimos quadrados, tornou possível resolver problemas complexos de controle, que não poderiam ser resolvidos pelos algoritmos PID tradicionais. A incorporação da dinâmica do processo na síntese do DMC torna possível levar em conta o tempo morto e comportamentos dinâmicos não usuais (Cutler, 1980).

Qualquer sistema que pode ser descrito ou aproximado por um sistema de equações diferenciais lineares pode utilizar a técnica DMC, que se baseia na representação numérica da dinâmica do processo (Cutler, 1980). Seu cálculo utiliza-se em predições obtidas a partir de um modelo de resposta ao degrau. Resultados demonstram que o desempenho de um controlador DMC é superior ao de controladores PID tradicionais em aplicações industriais (Lopez, 1995).

Uma proposta de controlador DMC (*Dynamic Matrix Control*) multivariável é apresentada por Moro (1992). O autor desenvolve um modelo baseado em equações para um Conversor *Kellogg Orthoflow F*, sobre o qual o controlador é validado. A aplicação do controlador em uma ferramenta de simulação apresentou um desempenho bastante satisfatório, mantendo a estabilidade, obedecendo as restrições impostas e suportando perturbações com robustez adequada. Este trabalho é estendido em Moro e Odloak (1995), através da implementação de um controlador multivariável por restrições, com dupla função: reguladora e de otimização. A função reguladora é desempenhada por um controlador DMC, ao passo que a otimização é implementada pelo acréscimo de restrições. Assim, as restrições constituem um problema de programação linear.

Em Garcia e Morshedi (1986), um método extendido para a solução do DMC é proposto. O método chamado de *Quadratic/Dynamic Matrix Control* (QDMC) consiste da solução on-line de um programa quadrático (QP), o qual minimiza a soma dos desvios quadráticos das projeções das variáveis controladas de seus *setpoints* sujeito a manter as projeções das variáveis restringidas dentro de limites. Em contraste com o DMC onde as restrições são limitadas via mínimos quadrados, o uso de um QP fornece manipulação rigorosa das violações das restrições pela formulação delas como desigualdades lineares, conseqüentemente permitindo apertado controle de restrições. Ou seja, o controlador deve ser capaz de prever as violações futuras e prescrever os movimentos que manteriam as variáveis controladas, manipuladas e associadas dentro dos limites de restrição. As variáveis associadas são variáveis chave dentro do processo, porém não são diretamente controladas, mas devem ser mantidas dentro de certos limites. Segundo Garcia e Morshedi (1986), no DMC é normalmente necessário restringir ou suprimir a amplitude dos movimentos de entrada. Como em qualquer outra formulação de controle, um aumento nas penalidades de entrada é equivalente a reduzir o ganho do controlador e conseqüentemente melhorar a estabilidade deste. Em virtude disso, os fatores de supressão (λ) devem ser ajustados on-line no algoritmo QDMC. Garcia e Morshedi (1986) aplicam o algoritmo QDMC para controlar a temperatura de três zonas distintas da câmara de combustão de um forno de pirólise. Nesta aplicação, o algoritmo QDMC mostrou-se ser bastante robusto para o controle de sistemas de processamento multivariáveis em presença de restrições. Ainda, devido à natureza preditiva do algoritmo QDMC, ele pode manipular sistemas com características dinâmicas difíceis, ou seja, processos com resposta inversa e tempo morto.

Meziou *et al* (1996), avalia a performance do algoritmo DMC para um reator de polimerização do etileno-propileno-dieno. O controle de reatores de polimerização tem sido uma tarefa desafiadora, principalmente porque os operadores confiam nos métodos tradicionais para controle das propriedades dos polímeros. Este fato tem sido atribuído à falta de conhecimento de processos rigorosos, modelos cinéticos confiáveis e medidas rápidas *on-line* das variáveis de qualidade do produto. Em suma, as reações de polimerização exibem comportamento não linear complexo e os reatores de polimerização podem ser instáveis em malha aberta. Tendo em vista isso, Meziou *et al* (1996), aplica o algoritmo DMC com a finalidade de regular variáveis como a composição do etileno, composição do dieno e a viscosidade Mooney do produto polímero. Como resultados obtidos o algoritmo DMC mostrou excelente capacidade de controlar a qualidade do produto polímero durante mudanças de *setpoint* nas especificações de produto (controle servo) e mudanças na taxa de produção e atividade do catalisador (controle regulatório).

4.2 Generalized Predictive Control

O GPC, por sua vez, tem recebido particular atenção por possuir diversas aplicações, principalmente em contextos que envolvam a necessidade de controladores auto-ajustáveis. Sua predição é feita com base em um modelo do tipo CARIMA (*Controlled Auto-Regressive Integrated Moving Average*) (Lopez, 1995). Apesar de ser originalmente desenvolvido para controle de sistemas discretos no tempo, existem variações de GPC para tempo contínuo, com representações tanto na forma de função de transferência como de espaço de estados (Zhang, 1997).

A proposta de um controlador GPC para um sistema de aquecimento com tempo de atraso longo é considerada em Chen (2002). O sistema é primeiramente identificado pelo método dos mínimos quadrados. Em seguida, um conjunto de regras para identificação robusta é empregado para refinamento do modelo. O desempenho do controlador é avaliado por meio de simulação. Os resultados demonstram que o comportamento do GPC é superior ao desempenho de dois outros controladores (um controlador PI e outro do tipo on-off), principalmente com relação ao atraso de resposta do sistema.

Em Hapoglu (2001), é descrita a aplicação de um controlador GPC paramétrico no controle de temperatura de uma coluna de destilação com recheio. O sistema é do tipo SISO (Single Input, Single Output), com um modelo do tipo CARIMA (Controlled Auto Regressive Integrated Moving Average), identificado para uma entrada PRBS (Pseudo Random Binary Sequence). O desempenho avaliado em simulação comprova a natureza adaptativa do GPC, uma vez que este se mostra capaz de seguir o valor de referência, mesmo estando sujeito a diversas perturbações.

O desempenho de um controlador GPC aplicado ao controle de temperatura de um reator de polimerização é examinado por Özkan (1998). Assim como em Hapoglu (2001), o sistema é representado por um modelo auto-regressivo, identificado pelo método dos mínimos quadrados incrementado com os algoritmos de Kalman, Bierman e Marquardt. O desempenho do controlador GPC é comparado ao de um controlador PID (Potencial-Integral-Derivativo) clássico, sendo que o primeiro é capaz de acompanhar a saída de referência de forma mais eficiente.

Uma vez que bons resultados têm sido alcançados por GPC no controle de processos químico-industriais, espera-se, da mesma forma, uma boa atuação desses controladores sobre uma planta FCC. Embora controladores GPC sejam largamente empregados no controle de processos químicos, até o momento não se encontrou relato, na literatura científica, da aplicação deste controlador em uma unidade FCC. Entretanto, aplicações efetuadas no controle de outros processos químicos igualmente complexos demonstram crescentes avanços sobre a teoria dos controladores GPC, tornando-o uma abordagem factível em unidades FCC.

4.3 Internal Model Control

O controlador IMC, proposto por Garcia e Morari (1982), é amplamente reconhecido dentro da literatura de controle e possui importantes atributos. Baseado em um modelo de resposta ao impulso, capaz de simular o processo real, o IMC é capaz de realizar predições a respeito do processo real dentro de um determinado horizonte de tempo e tomar decisões corretivas a respeito de alterações ou distúrbios indesejados Garcia *et. al.* (1982).

O sinal de controle para as variáveis manipuladas é calculado pelo controlador a partir de respostas preditas pelo modelo, dessa forma o IMC é essencialmente um controlador preditivo e altamente dependente do modelo obtido. Caso um modelo matemático coerente do processo seja de difícil obtenção, devido à complexidade do mesmo, modelagens alternativas podem ser abordadas através de ferramentas como Conjuntos *Fuzzy* ou Redes Neurais.

Uma descrição detalhada da aplicação de algoritmos de controle na indústria petroquímica pode ser encontrada em Garcia *et. al.* (1989).

Como resultados relevantes têm sido obtidos, espera-se que a aplicação de controle preditivo em uma unidade de FCC possa resultar em performance superior a aplicação de controladores clássicos, como controladores PID.

4.4 Controladores Preditivos com Otimização

Controladores preditivos, implementados como um problema de programação linear, constituem também uma abordagem interessante, como se pode observar em Ansari (2000), Moro e Odloak (1995) e Yang (1996). Entretanto, considerando-se a natureza altamente não-linear de um processo FCC, a aplicação de métodos lineares de controle pode implicar em alguns problemas de ajuste, decorrentes da determinação dos regimes de operação nos quais o processo pode ser linearizado. Outro fator agravante é a complexa inter-relação existente entre as variáveis que compõem o processo, e o número elevado de restrições às quais este está sujeito.

Diversas propostas, voltadas para o controle de sistemas não-lineares, visam amenizar as dificuldades decorrentes da linearização de processos. Ansari (2000) propõe uma estratégia de otimização por restrições não-lineares (usando programação não-linear), implementando um controlador não-linear multivariável. Os dados utilizados para ajuste do controlador são obtidos por simulação em tempo real, partindo de uma modelagem por equações. Uma comparação entre o algoritmo proposto e um controlador DMC utilizando restrições lineares é apresentada, em termos de controle de temperatura e concentração de oxigênio no regenerador. Em ambos os casos, o controlador não-linear demonstra maior estabilidade e tolerância a perturbações.

Uma abordagem visando a complexa interação existente entre as variáveis que compõem o processo de craqueamento é encontrada em Yang (1996). O autor implementa um controlador preditivo multivariável por restrições, acoplado a uma estrutura de coordenação. Essa estrutura estabelece uma tabela de prioridades, a qual irá indicar quais restrições devem obrigatoriamente ser satisfeitas, para um respectivo regime de operação. A tabela é formulada com base no conhecimento de operadores experientes, constituindo, na prática, um conjunto de regras para um sistema especialista.

5 CONCLUSÃO

As próximas etapas na conclusão deste trabalho envolvem a implementação de controladores avançados para o modelo de simulação disponível. Versões iniciais de controladores DMC e GPC já estão implementadas. O desenvolvimento de um terceiro tipo de controlador preditivo, o IMC (*Internal Model Control*) também está em andamento.

Entretanto, conforme exposto na seção 2, o problema de controle em unidades de craqueamento catalítico está muito mais vinculado a faixas de operação do que a *setpoints* específicos. Deste modo, os algoritmos de controle preditivo necessitam ser implementados juntamente com restrições e procedimentos de otimização, de forma a determinar *setpoints* de controle válidos que permitam ao processo alcançar um ponto ótimo de estabilização, baseado mesmo em fatores econômicos e/ou de produção.

Ambas as atividades propostas acima constituem a linha mestra a ser seguida na continuidade deste trabalho. Podemos concluir que, dada a complexidade intrínseca do processo de craqueamento catalítico, os algoritmos para controle preditivo constituem uma alternativa viável, capaz de contribuir consideravelmente para o controle otimizado de unidades FCC.

6 REFERÊNCIAS

- Abadie, E., “*Craqueamento Catalítico*”, SEREC/CEN-SUD/PETROBRAS, 1997.
- Ansari, R.M., Tade, M.O., “*Constrained nonlinear multivariable control of a fluid catalytic cracking process*”, Journal of Process Control 10, 539-555, 2000.
- Chen, T.Y., “*Application of adaptive predictive control to a floor heating system with a large thermal lag*”, Energy and Buildings 34, issue 1, 45-51, 2002.
- Cutler, C. R., Ramaker, B. L., “*Dynamic Matrix Control – A Computer Control Algorithm*”, AIChE. National Meeting, Houston, 1979.
- Garcia, C. E. e Morari M., “*Internal Model Control 1. A Unifying Review and Some New Results*”, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 21,308-323, 1982.
- Garcia, C. E. e Morshedi A. M., “*Quadratic Programming Solution of Dynamic Matrix Control (QDMC)*”, Chem. Eng. Commun, 46, 73, 1986.
- Garcia, C. E., Prett D. M., e Morari M., “*Model Predictive Control: Theory and Practice – a Survey*”, Automatica, vol. 25, No. 3, pp. 335-348, 1989.
- Hapoglu, H., et al., “*Parametric and nonparametric model based control of a packed distillation column*”, Chemical Engineering and Processing 40, issue 6, 537-544, 2001.
- King, D., “*Engineering of Fluidized Catalytic Crackers*”, Chevron Research and Technology Company, Richmond, 1996.
- Loeblein, C., Perkins, J., “*Structural Design for On-Line Process Optimization: II. Application to a Simulated FCC*”, AIChE Journal 45, issue 5, 1030-1040, 1999.
- Lopez, J.F., et al., “*Multivariable constrained predictive control methods applied to the shell benchmark problem: a comparison*”, Proceedings of 3rd European Control Conference, 3259-3264, 1995.
- Meziou, A. M., Deshpande, P. B., Cozewith, C., Silverman, N. I., Morrison, W. G. “*Dynamic Matrix Control of an Ethylene-Propylene-Diene Prolimerization Reactor*”, Ind. Eng. Chem. Res. 1996.

- Moro, L.F., “*Desenvolvimento de um Controlador Preditivo Multivariável para um Conversor Industrial de Craqueamento Catalítico*”, Dissertação de Mestrado em Engenharia Química, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 1992.
- Moro, L.F., Odloak, D., “*Constrained multivariable control of fluid catalytic cracking converters*”, Journal of Process Control 5, issue 1, 29-39, 1995.
- Neves Jr., F., Martin J.A., “*Qualitative Event-Based Expert Supervision for Transient Condition Monitoring*”. Journal of Applied Intelligence, 10, 197-210, 2000.
- Özkan, G., et. all, “*Generalized predictive control of optimal temperature profiles in a polystyrene polymerization reactor*”, Chemical Engineering and Processing 37, issue 2, Pages 125-139, 1998.
- Soeterboek, A.R., “*Predictive Control: a unified approach*”, Technische Universiteit Delft, 1990.
- Sorensen, P.H., et. all, “*Implementation of neural networks based non-linear predictive control*”, Neurocomputing 28, 37-51, 1999.
- Yang, S.H., et. all, “*A multivariable coordinated control system based on predictive control strategy for FCC reactor-regenerator*”, Chemical Engineering Science, vol. 51, n. 11, 2977-2982, 1996.
- Zanin A.C. et. all, “*Industrial Implementation of a real-time optimization strategy for maximizing production of LPG in a FCC unit*”, Computers and Chemical Engineering 24, 525-531, 2000.
- Zhang, J., Xi, Y., “*Study on the closed-loop properties of GPC*”, Science in China (Series E), 40, 54-63, 1997.

Anexo 1

MODELO NÃO LINEAR DO CONVERSOR DE FCC KELLOGG ORTHOFLOW F

1. Balanço de coque no riser e reator

$$H_{ra} \frac{dC_{cat}}{dt} = -R_{rc} C_{cat} + 100R_{cf} \quad (1)$$

$$R_{rc} = \frac{125,5 \Delta P_{TCV}}{\sqrt{\left(\frac{1}{60A_v}\right)^2 - \left(\frac{1}{60A_o}\right)^2}} \quad (2)$$

$$R_{cf} = \frac{4,2P_{ra} (C/O)^{0,65}}{C_{cat} C_{rc2}^{0,06}} WHSV^{0,35} \frac{R_{tf} D_{tf}}{1,44 * 10^5} \exp\left[\frac{-1500}{R(T_{rx} + 273)}\right] \quad (3)$$

$$H_{ra} \frac{dC_{sc}}{dt} = R_{rc} [C_{rc2} - C_{sc}] + 100R_{cf} \quad (4)$$

2. Balanço de energia no riser

$$S_c R_{rc} [T_{rg2} - T_{rx}] + S_f D_{tf} R_{tf} [T_{fp} - T_{rx}] - \Delta H_{fv} D_{tf} R_{tf} - 1440 \Delta H_{cr} R_{oc} = 0 \quad (5)$$

$$R_{oc} = \frac{0,844 * 10^{-3} A_s}{[1 + A_s]} R_{tf} D_{tf} \quad (6)$$

$$A_s = \frac{4040}{C_{cat} C_{rc2}^{0,06}} P_{ra} [C/O]^{0,65} WHSV^{0,35} * \exp\left[-\frac{15000}{R(T_{rx} + 273)}\right] \quad (7)$$

3. Inventário de catalisador no reator

$$\frac{dH_{ra}}{dt} = R_{rc} - R_{sc} \quad (8)$$

$$\Delta P_{LCV} = P_{ra} + \gamma h_{ra} + \gamma h_{sp} - P_{rg} \quad (9)$$

$$h_{ra} = \frac{H_{ra}}{\gamma A_{ra}} \quad (10)$$

4. Balanço de energia no vaso separador

$$H_{ra} \frac{dT_{ra}}{dt} = R_{rc} T_{rx} - R_{sc} T_{ra} \quad (11)$$

5. Balanço de massa de catalisador na fase densa o 1º estágio do regenerador

$$h_1 = \frac{H_{rg1}}{\gamma A_{rg1}} \quad (12)$$

$$R_{rc1} = K_w [h_l - h_w]^{0,5} \quad (13)$$

$$\frac{dH_{rg1}}{dt} = R_{sc} - K_w [h_l - h_w]^{0,5} \quad (14)$$

6. Balanço de energia na fase densa do 1º estágio do regenerador

$$H_{rg1} S_c \frac{dT_{rg1}}{dt} = S_c R_{sc} T_{ra} - S_c R_{rc1} T_{rg1} + S_a \frac{R_{a1}}{60} (T_a - F_{12} T_{rg1}) - 0,001 F_{g1} S_a T_{rg1} - 0,012 \Delta H_{c1} C_{arb1} \quad (15)$$

$$\Delta H_{c1} = \frac{\left[7831 + \frac{5416}{CO_2/CO} \right]}{\left[1 + \frac{1}{CO_2/CO} \right]} \quad (16)$$

$$CO_2/CO = 600 \exp \left(- \frac{6240}{T_{rg1} + 273} \right) \quad (17)$$

$$C_{arb1} = \frac{10}{12} R_{cb1} H_{rg1} \quad (18)$$

$$R_{cb1} = 1,5 * 10^8 C_{rc1} O_{fg1} P_{rg} \exp \left[\frac{18900}{(T_{rg1} + 273)} \right] \quad (19)$$

7. Balanço de coque no 1º estágio do regenerador

$$\frac{dC_{rc1}}{dt} = \left[\frac{R_{sc} C_{sc} - R_{rc1} C_{rc1}}{H_{rg1}} \right] - R_{cb1} \quad (20)$$

8. Balanço de oxigênio na fase densa do 1º estágio do regenerador

$$\frac{V_l \rho_l}{100} \frac{dO_{fg1}}{dt} = 0,21 R_{ma1} - \frac{F_{gm1} O_{fg1}}{100} - \frac{10}{12} R_{cb1} H_{rg1} F_{at1} \quad (21)$$

$$F_{at1} = \frac{(CO_2 / CO + 2)}{2(CO_2 / CO + 1)} + \frac{\chi}{4} \quad (22)$$

$$R_{CO1} = 1,5 \exp \left(- \frac{15000}{(T_{d1} + 273)} \right) [O_{d1}]^{0,5} [CO_{d1}] P_{rg}^{1,5} \quad (23)$$

9. Balanço de catalisador no vaso separador

$$\frac{V_{d1} \rho_{d1}}{100} \frac{d[O_{d1}]}{dt} = F_{g1} \frac{\{O_{fg1} - [O_{d1}]\}}{100} - 30 R_{CO1} V_{d1} \quad (24)$$

10. Balanço de energia na fase diluída

$$V_{dl} \rho_{dl} S_a \frac{dT_{dl}}{dt} = F_{gl} S_a (T_{rg1} - T_{dl}) + 4,058 \cdot 10^6 R_{CO1} V_{dl} \quad (25)$$

11. Balanço de pressão no regenerador

$$\frac{V_{rg} M_{rg}}{R(T_{rg} + 273)} \frac{dP_{rg}}{dt} = F_g - F_{go} \quad (26)$$

Nomenclatura

A_{LCV}	Abertura da válvula de controle de nível do reator	(%)
A_O	Área da seção transversal à jusante da válvula <i>plug</i> de catalisador regenerado	(m ²)
A_{ra}	Área da seção transversal do reator	(m ²)
A_{rg1}	Área da seção transversal do primeiro estágio do regenerador	(m ²)
A_s	Severidade da reação de craqueamento	
A_{sc}	Severidade da reação de craqueamento estimada	
A_V	Área da válvula <i>plug</i> de catalisador regenerado (depende da abertura da válvula)	(m ²)
C_{arb1}	Taxa de coque queimado no primeiro estágio do regenerador	(kgmol/min)
C_{cat}	Carbono catalítico no catalisador	(% massa)
CO_{dl}	Concentração de CO na fase diluída do primeiro estágio do regenerador	(% molar)
CO_2	Concentração de oxigênio na fase diluída do primeiro estágio do regenerador	(% molar)
C_{rc1}	Coque no catalisador do primeiro estágio do regenerador	(% massa)
C_{cr2}	Coque no catalisador do segundo estágio do regenerador	(% massa)
C_{sc}	Coque no catalisador gasto	(% massa)
C/O	Relação mássica entre a circulação de catalisador e a vazão de carga	
CO_2/CO	Relação molar entre CO ₂ e o CO no leito do regenerador	
CV_{LCV}	Coefficiente de vazão da válvula de controle de nível do reator	
D_{if}	Massa específica da carga	(ton / m ³)
F_{at1}	Relação molar entre o O ₂ consumido/ C queimado no primeiro estágio	
F_g	Gás combustível total produzido no regenerador	(kg / min)
F_{g1}	Taxa de fluxo de gás combustível do primeiro estágio do regenerador	(kg / min)
F_{gm1}	Taxa de fluxo de gás combustível da fase densa do primeiro estágio do regenerador	(kgmol/min)
F_{go}	Taxa de fluxo total de gás combustível deixando o regenerador para a caldeira de CO	(kg / min)
F_{12}	Fração do ar injetado no primeiro estágio que é arrastada para o segundo estágio	
ΔH_{cl}	Calor de combustão do coque no primeiro estágio do regenerador	(kcal/kgmol)
ΔH_{cr}	Calor da reação de craqueamento	(kcal / kg)
ΔH_{fv}	Calor de vaporização da carga de gasóleo	(kcal / kg)
h_l	Altura do leito fluidizado no primeiro estágio do regenerador	(m)
h_{ra}	Altura do leito fluidizado do reator	(m)
h_{sp}	Altura do <i>stand pipe</i>	(m)
h_w	Altura do vertedor	(m)
H_{ra}	Inventário de catalisador no reator	(ton)
H_{rg1}	Inventário de catalisador no primeiro estágio do regenerador	(ton)
K_w	Constante de fluxo do vertedor	(ton/min.m ^{0.5})
M_{gr}	Peso molecular médio do gás combustível no regenerador	
O_{dl}	Concentração de O ₂ no gás comb. na fase diluída do primeiro estágio do regenerador	(% molar)
O_{fg1}	Concentração de O ₂ no gás comb. na fase densa do primeiro estágio do regenerador	(% molar)
ΔP_{TCV}	Pressão diferencial na válvula de catalisador regenerado	(kgf / cm ²)
ΔP_{LCV}	Pressão diferencial na válvula de controle de nível do reator	(kgf / cm ²)

P_{ra}	Pressão do reator	(kgf / cm ²)
P_{rg}	Pressão do regenerador	(kgf / cm ²)
R	Constante de gás ideal	(kcal/K.kmol)
R_{al}	Taxa de fluxo de ar no primeiro estágio do regenerador	(ton / h)
R_{cbl}	Taxa de coque queimado no primeiro estágio do regenerador	(% massa/min)
R_{cf}	Taxa de formação de coque	(ton / min)
R_{col}	Taxa de combustão de CO na fase diluída do regenerador	(kgmol/m ³ .s)
R_{mal}	Vazão molar de ar para primeiro estágio (descontando arraste para o segundo)	(kgmol / min)
R_{oc}	Taxa da reação de craqueamento	(ton / min)
R_{rc}	Fluxo de catalisador regenerado para o <i>riser</i>	(ton / min)
R_{rc1}	Taxa de fluxo de catalisador do primeiro para o segundo estágio	(ton / min)
R_{sc}	Taxa de fluxo de catalisador gasto	(ton / min)
R_{tf}	Vazão de carga para o <i>riser</i>	(m ³ / d)
S_a	Calor específico do ar e dos gases de combustão	(kcal/kg.°C)
S_c	Calor específico do catalisador	(kcal/kg.°C)
S_r	Calor específico do gasóleo	(kcal/kg.°C)
T_a	Temperatura do ar injetado	(°C)
T_{dl}	Temperatura da fase diluída do primeiro estágio do regenerador	(°C)
T_{fp}	Temperatura da carga na entrada do <i>raiser</i>	(°C)
T_{ra}	Temperatura do leito do reator	(°C)
T_{rg}	Temperatura média dos gases de combustão no regenerador	(°C)
T_{rg1}	Temperatura da fase densa do primeiro estágio do regenerador	(°C)
T_{rg2}	Temperatura da fase densa do segundo estágio do regenerador	(°C)
T_{rx}	Temperatura na saída do <i>raiser</i>	(°C)
V_1	Volume da fase densa do primeiro estágio do regenerador	(m ³)
V_{dl}	Volume da fase diluída do primeiro estágio do regenerador	(m ³)
V_{rg}	Volume livre total do regenerador	(m ³)
WHSV	Velocidade espacial	(ton carga/h. ton cat)
Símbolos gregos		
γ	Peso específico do catalisador fluidizado (assumido 500 kgf/m ³)	(kgf/m ³)
ρ_l	Densidade molar de gás combustível na fase densa do primeiro estágio do reg.	(kmol / m ³)
ρ_{dl}	Densidade molar de gás combustível na fase diluída do primeiro estágio do reg.	(kmol / m ³)
χ	Razão H ₂ /C no coque	

**MODELAGEM DE PROCESSO DE CRAQUEAMENTO
CATALÍTICO FLUIDIZADO PARA FINS DE CONTROLE
AUTOMÁTICO – ENFOQUE MODELAGEM**

EQUIPE

Prof. Cezar O. R. Negrão, Ph.D
Prof. Sílvio Luiz de Mello Junqueira, Ph.D
Prof. Admilson Teixeira Franco, Dr.
Prof. Raul Henrique Erthal
Eng. Jober Penteado
Enga. Rosilaine Furtado
Acadêmico Ricardo Seiji Handa
Acadêmico Jefferson dos Santos Freires

7 INTRODUÇÃO

Este projeto tem por objetivo elaborar um programa de simulação que represente a dinâmica dos fenômenos físicos envolvidos em uma planta de craqueamento catalítico para fins de controle. A modelagem é dinâmica, o número de variáveis envolvidas é significativo e os processos envolvem reações químicas endotérmicas e exotérmicas. Nota-se a presença de escoamentos multifásicos com termos fontes resultantes de reações de combustão ou de catálise, que influenciam no equilíbrio químico e termodinâmico. O modelo apresentado se caracteriza pela simplicidade em função das considerações apresentadas, procurando não comprometer a confiabilidade dos resultados. Da mesma forma, pode-se dizer dos métodos de solução das equações que vêm a aumentar a robustez do programa.

8 MODELAGEM MATEMÁTICA

Os componentes foram modelados utilizando os princípios da conservação da massa, quantidade de movimento, da energia e das espécies químicas. As equações são empregadas na sua forma integral, uma vez que, de um modo geral, as variáveis serão consideradas uniformes no interior de cada componente. Devido a complexidade destes processos, algumas vezes são utilizadas equações empíricas existentes na literatura.

8.1 Descrição geral dos modelos do processo

De uma forma geral, os modelos foram elaborados com base nos conceitos de tanques de mistura contínua e em análises diferenciais de escoamentos multifásicos unidimensionais englobando termos fontes resultantes da cinética química envolvida. A seguir será apresentado um resumo dos modelos dos principais componentes.

8.2 Riser

O equacionamento do *riser* foi elaborado com equações discretizadas no espaço e baseadas no modelo "quase-estático" devido ao tempo de residência muito pequeno em relação ao do regenerador. Em outras palavras, qualquer mudança de condição de contorno se propaga instantaneamente ao longo do *riser*. As equações representam as propriedades da mistura entre a carga de gasóleo, catalisador regenerado, vapor de *lift* e de dispersão. O escoamento é considerado como unidimensional e adiabático com velocidade relativa entre duas fases distintas: sólida (catalisador) e gasosa (carga vaporizada). Quando da injeção de catalisador e da carga, o gasóleo compõem a maior parte da carga vaporizada.

Durante o processo no *riser* ocorrem transformações dos componentes da fase gasosa e transferência de massa e calor desta com a fase sólida. A figura 1.1 mostra esquematicamente as duas fases interagindo. A fase gasosa é composta por um conjunto de quatro (4) *lumps* (gasóleo, gasolina, gás combustível e coque) sendo formados ou modificados. O modelo considera que não há variação da massa específica da fase sólida com a posição, mesmo havendo interações de massa com a fase gasosa. A massa específica da fase

gasosa varia com a temperatura, pressão e devido às interações de massa com a fase sólida (adsorção).

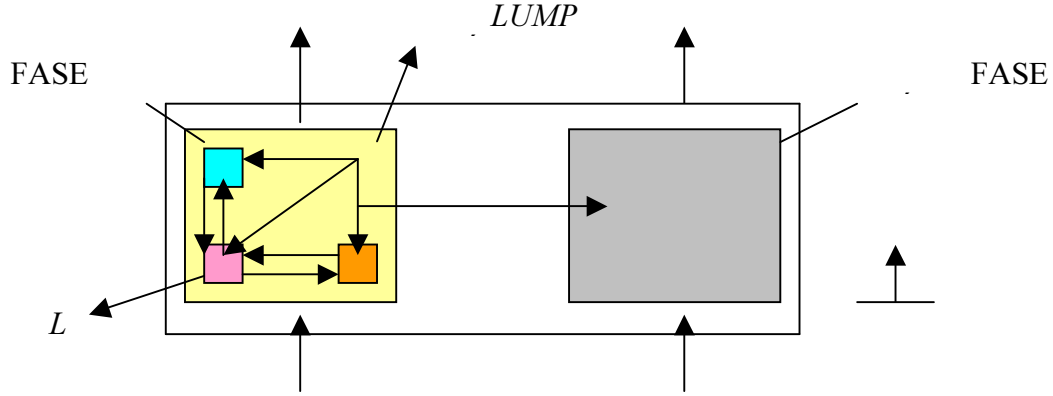


Figura 1.1 – Esquema das interações de massa entre as fases sólida e gasosa em um volume de controle.

Equações governantes

Conservação da quantidade de movimento

A equação da conservação da quantidade de movimento é aplicada às fases sólida e gasosa (eqs.1 e 2). Pode-se notar os termos de gradiente de pressão, aceleração da gravidade, arraste entre as fases, atrito com as paredes e variação da massa específica da fase gasosa e da fração de vazios.

Esta equação aplicada à fase gasosa assume a forma:

$$\frac{d(\rho_g \varepsilon_g v_g^2)}{dz} = -\frac{d(P\varepsilon_g)}{dz} - \rho_g g \varepsilon_g - \frac{4\tau_{pg}}{d_r} - F_D \quad (1.1)$$

e quando aplicada à fase sólida, tem-se:

$$\frac{d(\rho_c \varepsilon_c v_c^2)}{dz} = \frac{d(P\varepsilon_c)}{dz} - \rho_c g \varepsilon_c - \frac{4\tau_{pc}}{d_r} + F_D \quad (1.2)$$

onde ε_c e ε_g são as frações de sólidos e gases, respectivamente. ρ_c é a massa específica do catalisador, ρ_g , a massa específica dos gases. v_c e v_g são as velocidades das fases sólida e gasosa, respectivamente. P é a pressão, τ_{pc} e τ_{pg} , as tensões de cisalhamento entre a parede e as fases gasosa e sólida respectivamente, de acordo com Han e Chung (2001), Martignoni (2000) e Wen e Yang (1978) d_r é o diâmetro interno do riser, F_D , força de arraste entre as fases definida por Theologos e Markatos (1993) considerando a partícula de catalisador no formato esférico.

Conservação da energia

As transferências de massa ocorrem graças às trocas de calor entre as fases sólida e gasosa e, para isso, foram escritas as equações de conservação da energia para ambas as fases (eqs. 3 e 4). No caso da fase gasosa, existem termos referentes à difusão devido ao gradiente de temperatura entre as fases e um termo fonte derivado das reações de craqueamento.

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{1}{m_g c p_g} [h_c A_e (T_c - T_g) + \rho_c \varepsilon_c Q_R] \quad (1.3)$$

No caso da fase sólida, a modelagem é semelhante à da fase gasosa a menos do termo fonte.

$$\frac{dT_c}{dz} = \frac{A_r h_c A_e}{m_c c p_c} (T_g - T_c) \quad (1.4)$$

Os termos A_r e A_e são a área transversal do *riser* e a área efetiva superficial do catalisador, respectivamente. Q_R é o termo fonte e T_g e T_c são as temperaturas das fases gasosa e sólida, respectivamente. $c p_c$ é o calor específico do catalisador considerado constante. h_c definida por Kunii e Levenspiel (1996) é o coeficiente de transferência de calor da superfície do catalisador.

Cinética do riser

A cinética no *riser* envolve as reações de quebra de moléculas em frações mais leves. Como já mencionado, foi adotado um modelo de quatro (4) *lumps* (gasóleo, gasolina, gás combustível e coque) pesquisados por Han e Chung (2001), Ali e Rohani (1997) e Lee et al. (1989). Para fins de simplificação do modelo cinético, o coque presente na carga (carbono Conradson) é depositado instantaneamente na superfície do catalisador na entrada do *riser*. O coque cinético, no entanto, é depositado ao longo do *riser* de acordo com as condições locais.

O calor de reação envolvido no craqueamento é representado por

$$Q_R = -[\sum \Delta H_{ji} k_{ji} y_{go}^2 + \sum \Delta H_{ji} k_{ji} y_{gl}] \phi_c \quad (1.5)$$

onde ΔH_{ji} representa a entalpia de formação do *lump* j em i , k_{ji} é a constante de reação entre os *lumps* j e i e y_{go} e y_{gl} são as frações mássicas do gasóleo e da gasolina. A fração mássica de cada *lump* em cada posição no *riser* pode ser avaliada segundo,

$$\frac{dy_i}{dz} = \frac{\rho_g \varepsilon_g A_r}{m_g} R_i \phi_c \quad (1.6)$$

onde R_i , a taxa de reação, é definida por

$$R_i = \sum k_{jk} y_i^2 \quad (1.7)$$

sendo k_{ji} a constante de reação, dada pela equação de Arrhenius,

$$k_{jk} = k_0 e^{\left(-\frac{E_i}{RT_g}\right)} \quad (1.8)$$

onde k_0 é o fator pré-exponencial e E_i , a energia de ativação definidos por Han e Chung (2001). T_g , é a temperatura da fase gasosa e a função desativação do catalisador, ϕ_c , é representada por,

$$\phi_c = e^{[\alpha_c (C_{cq})]} \quad (1.9)$$

sendo α_c o coeficiente de desativação definida por

$$\alpha_c = \alpha_{c0} e^{\left(-\frac{E_c}{RT_g}\right)} (R_{AN})^{\alpha_c^*}$$

e C_{cq} , a concentração de coque ao longo do *riser*, dada por,

$$C_{cq} = C_{cqTCV} + \frac{\dot{m}_g}{\dot{m}_c} y_{cq} \quad (1.10)$$

$\dot{m}_c$ e $\dot{m}_g$ são as vazões mássicas das fases sólida e gasosa, respectivamente, e y_{cq} , a fração mássica do *lump* coque.

8.3 Regenerador

O regenerador é o coração do sistema, já que é o responsável pela geração da energia necessária ao processo de craqueamento da carga no *riser*. O balanço termo-químico da unidade depende da eficiência da combustão que ali ocorre e, para isso, são analisados os parâmetros correspondentes aos fluxos de catalisador gasto e regenerado (com os respectivos teores de coque), de ar e gases de combustão. A modelagem é tão complexa quanto a do *riser*, envolvendo reações exotérmicas. No modelo apresentado o regenerador é considerado cilíndrico de seção constante e resume o sistema como composto de fases representativas dos elementos participantes: ar, catalisador e coque, gases de combustão. É composto de equações para duas regiões distintas (densa e diluída) e que interagem entre si trocando massa e energia. Para cada região, são calculadas as temperaturas, concentrações dos gases e a quantidade de catalisador com as respectivas concentrações de coque. O principal objetivo é o de avaliar as vazões e temperaturas de saída dos gases de combustão e do catalisador regenerado (incluindo teor de coque), assim como as concentrações de CO, CO₂ e vapor d'água. A figura 1.2 mostra esquematicamente o modelo proposto.

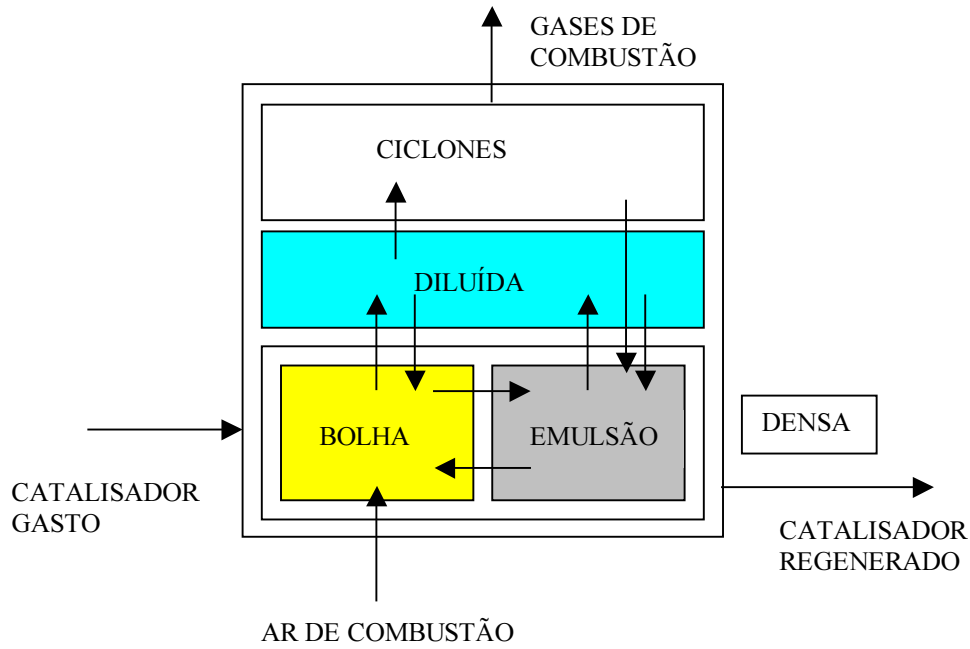


Figura 1.2 – Diagrama do modelo do regenerador.

A região densa é ainda dividida em duas fases: emulsão e bolha.

Fase emulsão

A fase emulsão é considerada como um reator de mistura contínua (CSTR) e o catalisador encontra-se na condição de mínima fluidização. Composta de gases e catalisador com coque, é nesta fase onde ocorrem efetivamente as reações de combustão. A queima do hidrogênio é instantânea devido a velocidade da reação e da quantidade de H_2 . Há dissipação de calor pelas paredes e os gases e as partículas sólidas encontram-se em equilíbrio térmico.

Conservação da massa para os sólidos

A equação da conservação da massa é aplicada tanto para o catalisador como para o coque presente.

Esta equação aplicada ao coque assume a forma:

$$\frac{dw_{cq,E}}{dt} = \frac{(w_{cq,sc} - w_{cq,E}) \dot{m}_{scLCVj} + (w_{cq,E} - w_{cq,CL}) \dot{m}_{c,CL} + R_{cq,E}}{m_{c,E}} \quad (1.11)$$

e quando aplicada ao catalisador assume a forma:

$$\frac{dm_{c,E}}{dt} = \dot{m}_{scLCVm} + \dot{m}_{c,CL} - \dot{m}_{rcTCVj} - \dot{m}_{c,F} \quad (1.12)$$

onde $w_{cq,sc}$, $w_{cq,E}$ e $w_{cq,CL}$ são os teores de coque no catalisador gasto, na fase emulsão e no catalisador recirculante, respectivamente. $\dot{m}_{c,E}$ é a massa de catalisador na fase emulsão.

$\dot{m}_{scLCVj}$, $\dot{m}_{cCL}$ e $\dot{m}_{c,F}$ são, respectivamente, as vazões mássicas de catalisador gasto através da LCV, catalisador recirculante e para a região diluída. $R_{cq,E}$ (Santos, 2000) é a taxa de queima de coque na fase emulsão.

Conservação da massa para os gases

Para os gases na fase emulsão, aparecem os termos referentes ao ar insuflado pelos injetores para manter o leito na condição de mínima fluidização, trocas de massa com a fase bolha e com a região diluída e um termo fonte relativo à reação de combustão.

$$\frac{dC_{i,E}}{dt} = \frac{v_{gE}}{L_{rg}}(C_{i0,E} - C_{i,E}) + D_{BE}(C_{i,B} - C_{i,E}) + \frac{R_{i,E}}{\varepsilon_{mf}(1-\delta)M_iV_D} \quad (1.13)$$

onde ε_{mf} é a fração de vazios de mínima fluidização, $C_{i0,E}$ é a concentração do gás “i” no ar injetado, $C_{i,E}$ e $C_{i,B}$ são as concentrações do gás “i” nas fases emulsão e bolha, respectivamente, M_i é a massa molecular do componente “i”, D_{BE} , o fator de difusão de massa entre as fases bolha e emulsão, δ é a fração de bolhas e L_{rg} é o nível da fase densa do regenerador.

A fração de bolhas δ é definida como a relação entre o volume da fase bolha com o da fase densa.

$$\delta = \frac{V_B}{V_D} \quad (1.14)$$

e a fração de vazios de mínima fluidização, ε_{mf} , como

$$\varepsilon_{mf} = \frac{V_{g,E}}{(1-\delta)V_D} \quad (1.15)$$

Conservação da energia

A equação da conservação da energia, a qual define a temperatura da fase emulsão, é composta basicamente de termos referentes à troca de energia com a fase bolha, região diluída e paredes do regenerador, catalisador gasto vindo do *stripper* e regenerado descarregado para o *riser*, recirculação interna de catalisador e um termo fonte que representa a energia gerada pelas reações de combustão.

$$\frac{\partial T_E}{\partial t} = \frac{-\Delta H_{Ri} + \dot{m}_{scLCVm}Cp_c(T_{LCVm} - T_E) - \dot{m}_{rcTCVm}Cp_c(T_E - T_{TCVm}) + \dot{m}_{c,F}Cp_c(T_{CL} - T_E) + \dot{m}_{ar}\Delta h_{ar} + D_{B,E}(C_{O_2,E} - C_{O_2,B})\Delta h_{O_2} + \delta \dot{Q}}{\{\rho_c c_{p_c} [1 - \varepsilon_{mf}(1-\delta)] + \rho_c c_{p_c} \varepsilon_{mf}(1-\delta)\} A_{rg} L_{rg}} \quad (1.16)$$

onde T_{LCVm} , T_{TCVm} , T_E e T_{CL} são as temperaturas do catalisador na LCV, na TCV da fase emulsão e do catalisador no ciclone, respectivamente. Δh_{O_2} e Δh_{ar} são, respectivamente, as variações de entalpia do oxigênio e do ar. $C_{O_2,B}$ e $C_{O_2,E}$ são as concentrações de O_2 nas fases bolha e emulsão, respectivamente. $\delta \dot{Q}$ é o termo que inclui a transferência de calor com a fase bolha e a região diluída cujos coeficientes de transferência foram aplicados por Malay et al. (1999), e o calor difundido através da parede do regenerador.

Fase bolha

A fase bolha é composta basicamente de ar insuflado no regenerador e gases que migram da fase emulsão. A modelagem o considera como um reator tubular de fluxo unidimensional com previsão de temperatura e massa específica em função da altura até o nível da fase densa.

Conservação da massa

A equação da conservação da massa prevê transferência de gases para/ou da fase emulsão em função das concentrações ao longo do leito do regenerador. Para isto, são previstos coeficientes de transferência de massa para a avaliação do balanço dos componentes (O_2 , CO_2 e CO). Um termo fonte representa o fenômeno de oxidação de CO se a temperatura for alta o suficiente.

A equação assume, portanto, a seguinte forma,

$$\frac{\partial(C_{i,B})}{\partial t} + C_{i,B} \frac{\partial \delta}{\partial t} + v_B \frac{\partial(C_{i,B})}{\partial z} + \frac{1}{\delta} \frac{\partial(v_B \delta)}{\partial z} = D_{B,E} (C_{i,B} - C_{i,E}) + \frac{R_{i,B}}{A_{rg} \Delta z \delta M_i} \quad (1.17)$$

onde Δz é o comprimento do elemento diferencial, v_B é a velocidade dos gases na fase bolha. $R_{i,B}$ (Santos M., 2000) é o termo fonte correspondente à taxa de formação do gás “i” na fase bolha.

Conservação da energia

A equação da conservação da energia inclui termos referentes à troca de calor por difusão com a fase emulsão, região diluída e a parede do regenerador e um termo fonte resultante de possíveis reações de combustão.

Agrupando os termos acima, a equação assume a forma,

$$\frac{\partial T_B}{\partial t} + v_{gB} \frac{\partial T_B}{\partial z} = \frac{-\sum h_i [R_{iB}] + \delta \dot{Q}}{m_{gB} c_{PgB}} \quad (1.18)$$

onde $\delta \dot{Q}$ (Kunii e Levenspiel, 1969) corresponde à energia trocada com as paredes do regenerador e com a fase emulsão. $\overline{c_{PgB}}$ é o calor específico médio dos gases na fase bolha. h_i a entalpia de formação do gás “i”. $m_{g,B}$ é a massa de gás na fase bolha. $v_{g,B}$ é a velocidade do gás na fase bolha.

Região diluída

A região diluída é modelada como um reator tubular de fluxo unidimensional com previsão de temperatura e massa específica em função da altura a partir do nível da fase densa. Existe queima de coque na superfície do catalisador arrastado para os ciclones e oxidação de CO a CO₂ na fase gasosa. Considera-se que os ciclones tem rendimento de 100% e não sofrem acúmulo de massa.

Conservação da massa

A equação para o coque contém basicamente um termo convectivo e um termo fonte resultante das reações de combustão homogêneas e heterogêneas,

$$\frac{\partial(w_{cq,F})}{\partial t} + \frac{v_{g,F} A_{rg}}{V_F} \frac{\partial(w_{cq,F})}{\partial z} \Delta z + \frac{A_{rg} w_{cq,F}}{V_F} \frac{\partial(v_{g,F})}{\partial z} \Delta z = \frac{R_{cq,F}}{V_F M_{i,F}} \quad (1.19)$$

onde $v_{g,F}$ é a velocidade dos gases determinada de acordo com Kunii e Levenspiel (1996) $w_{cq,F}$ é o teor de coque, $R_{cq,F}$ a taxa de reação de coque e $M_{i,F}$ a massa molecular do componente “i”. A_{rg} e V_F são área da seção transversal e o volume da região diluída, respectivamente.

De forma análoga, para a fase gasosa, a equação contém um termo convectivo e um termo fonte resultante das reações de combustão.

$$\frac{\partial(C_{i,F})}{\partial t} + \frac{v_{g,F} A_{rg}}{V_F} \frac{\partial(C_{i,F})}{\partial z} \Delta z + \frac{A_{rg} C_{i,F}}{V_F} \frac{\partial(v_{g,F})}{\partial z} \Delta z = \frac{R_{i,F}}{V_F M_{i,F}} \quad (1.20)$$

Conservação da energia

A equação da conservação da energia inclui termos referentes à troca de calor por difusão com a fase emulsão e com a parede do regenerador além de um termo fonte resultante das reações de combustão.

Agrupando os termos acima, a equação assume a forma,

$$\frac{\partial T_F}{\partial t} + \frac{\partial T_F}{\partial z} \Delta z = \frac{-\sum h_i [R_i] + \delta \dot{Q}_F}{(\rho_{cF} c_{p_{cF}} \epsilon_{c,F} A_{rg} \Delta z + \rho_{gF} \overline{c_{p_{gF}}} \epsilon_{g,F} A_{rg} \Delta z)} \quad (1.21)$$

onde $c_{p_{cF}}$ e $\overline{c_{p_{gF}}}$ são o calor específico do catalisador e o calor específico médio dos gases, $\epsilon_{c,F}$ e $\epsilon_{g,F}$ correspondem às frações de vazios do catalisador e dos gases e $\rho_{g,F}$ a massa específica dos gases na região diluída. $\delta \dot{Q}_F$ (Marlova,2000) refere-se à energia dissipada pelas paredes do regenerador na fase diluída.

A pressão no regenerador é obtida em função do balanço de massa entre os gases de combustão formados e os que saem do regenerador.

$$\frac{dP}{dt} = \frac{RT_{g,rg}}{M_{g,rg}V_F}(\dot{m}_{gg,rg} - \dot{m}_{g,sg}) + \frac{P_{rg}}{T_g} \frac{dT}{dt} \quad (1.22)$$

onde $\dot{m}_{gg,rg}$ é a taxa de gases formados no regenerador

$$\dot{m}_{gg,rg} = \dot{m}_{gg,B} + \dot{m}_{gg,F} + \dot{m}_{gg,E}$$

sendo que $\dot{m}_{gg,E}$, $\dot{m}_{gg,F}$ e $\dot{m}_{gg,B}$ são as taxas de gases formados nas fases emulsão, diluída e bolha, respectivamente.

8.4 Linhas de transporte de catalisador

O regenerador, vaso separador, *stripper* e o *riser* estão conectados por tubulações responsáveis pelo transporte do catalisador. O fluxo é controlado pela atuação de duas válvulas: a TCV (*Temperature Control Valve*) que atua na linha de catalisador regenerado e a LCV (*Level Control Valve*) na linha de catalisador gasto. As vazões através destas válvulas são modeladas em função dos valores de pressão assumidos no regenerador e no vaso separador.

No caso da LCV a vazão de catalisador gasto F_{scLCV} é dada pela expressão,

$$F_{scLCV} = \varepsilon_{sc,LCV} \sqrt{\frac{c_{1LCV} C_{LCV}^2 \Delta P_{LCV}}{\rho_{sc} \left(\frac{c_2 d_{mLCV}^4}{A_{LCV}^2} - 1 \right)}} \quad (1.23)$$

onde

$$c_{1LCV} = 2(\rho_{sc} A_{mLCV})^2$$

Por analogia, para a TCV

$$F_{rcTCV} = \varepsilon_{rc,TCV} \sqrt{\frac{c_{1TCV} C_{TCV}^2 \Delta P_{TCV}}{\rho_{rc} \left(\frac{c_2 d_{mTCV}^4}{A_{TCV}^2} - 1 \right)}} \quad (1.24)$$

com

$$c_{1TCV} = 2(\rho_{rc} A_{mTCV})^2$$

Para as duas equações a constante c_2 vale

$$c_2 = \frac{\pi^2}{16}$$

d_{mLCV} e d_{mTCV} são os diâmetros à montante, ΔP_{LCV} e ΔP_{TCV} são os diferenciais de pressão, A_{mLCV} e A_{mTCV} correspondem às áreas à montante e C_{LCV} com C_{TCV} as constantes de calibração das válvulas LCV e TCV, respectivamente.

As áreas de escoamento das válvulas dependem do grau de abertura e da área máxima disponível quando totalmente abertas.

$$A_{LCV} = A_{0LCV} \sqrt{a_{LCV}} \quad (1.25)$$

$$A_{0LCV} = \frac{\pi d_{mLCV}^2}{4} \quad (1.26)$$

onde A_{0LCV} é a área de passagem da válvula aberta e a_{LCV} o grau de abertura que pode variar de 0 a 1.

8.5 Vaso separador

O vaso separador é modelado dinamicamente como um tanque de mistura contínua (CSTR), adiabático ausente de reações. Considera-se a presença de hidrocarbonetos remanescentes do craqueamento e assim como no regenerador, a eficiência dos ciclones é de 100%. A área transversal e a massa específica de sólidos são constantes. A figura 1.3 mostra o esquema da modelagem.

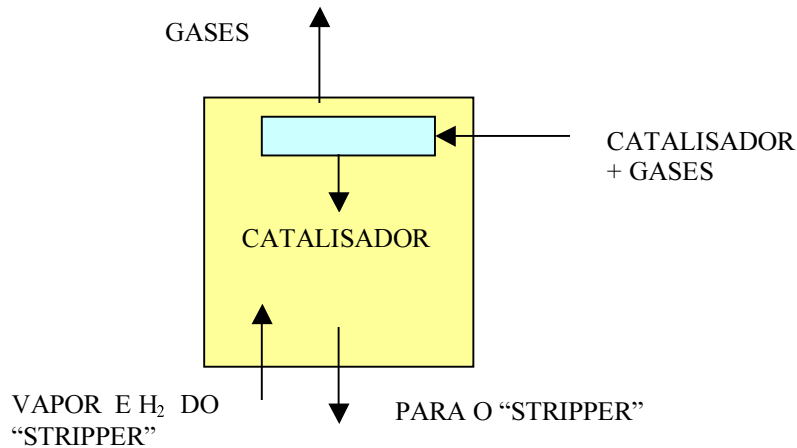


Figura 1.3 – Diagrama do vaso separador

Conservação da massa

A equação da conservação da massa de coque $m_{cq,vs}$ para a fase sólida se apresenta da seguinte forma,

$$\frac{dm_{cq,vs}}{dt} = \dot{m}_{sc,x} w_{cq,x} - \dot{m}_{scLCVm} w_{cqLCVm} \quad (1.27)$$

e a mesma equação para o catalisador tem a forma,

$$\frac{dm_{sc,vs}}{dt} = \dot{m}_{sc,x} - \dot{m}_{sc,LCVm} \quad (1.28)$$

onde $w_{cq,x}$, $w_{cq,LCVm}$ e $w_{cq,LCVm}$ são os teores de coque na saída do *riser* e na válvula LCV. $\dot{m}_{sc,LCVm}$ e $\dot{m}_{sc,x}$ são as vazões mássicas de catalisador gasto a montante da LCV e na saída do *riser* e $m_{sc,vs}$ com $m_{cq,vs}$ são as massas de catalisador gasto e coque no vaso separador.

Conservação da energia

A equação da conservação da energia prevê trocas de calor entre o catalisador, coque, gases (produtos vaporizados mais vapor d'água) e o vapor de lavagem do *stripper*. Leva-se em conta também os fluxos de entalpia de catalisador gasto (composto de catalisador mais coque) gases e vapor de lavagem do *stripper*.

$$\frac{dT_{vs}}{dt} = \frac{\left[\left(\dot{m}_{c,x} h_{c,x} \right) - \left(\dot{m}_{c,LCVm} h_{c,vs} \right) \right] + \left[\left(\dot{m}_{cq,x} h_{cq,x} \right) - \left(\dot{m}_{cq,LCVm} h_{cq,LCVm} \right) \right] + \left[\dot{m}_{v,st} (h_{v,st} - h_{v,f}) \right] - \frac{dm_{vs}}{dt} \bar{c}_{p_{vs}} T_{vs}}{m_{vs} \bar{c}_{p_{vs}}} \quad (1.29)$$

onde $h_{cq,x}$ e $h_{cq,LCVm}$ são as entalpias do coque na saída do *riser* e a montante da LCV. $h_{c,vs}$, $h_{c,x}$ e $h_{v,f}$ correspondem às entalpias do catalisador no vaso separador e na saída do *riser*. m_{vs} é a massa e $\bar{c}_{p_{vs}}$, o calor específico médio das fases sólida e gasosa no vaso separador. T_{vs} é a temperatura no vaso separador.

Para a determinação da pressão no vaso separador, considera-se a influência dos fluxos de gases vindo do *riser*, dos produtos que saem pelos ciclones, assim como as variações de nível de catalisador e temperatura. Desta forma, após algumas operações,

$$\frac{dP_{vs}}{dt} = \frac{\bar{R}T_{g,vs}}{M_{g,vs}} \left[\frac{\left(\dot{m}_{g,x} + \dot{m}_{v,st} - \dot{m}_{g,f} \right) + \frac{1}{\rho_{sc,vs}} \left(\dot{m}_{sc,x} - \dot{m}_{sc,LCVm} \right) \rho_{g,vs}}{\left(V_{vs} - \frac{\dot{m}_{sc,vs}}{\rho_{sc,vs}} \right)} \right] + \frac{P_{vs}}{T_{vs}} \frac{dT_{vs}}{dt} \quad (1.30)$$

onde P_{vs} , T_{vs} são a pressão e temperatura no vaso separador, $\rho_{sc,vs}$ é a massa específica do catalisador gasto, $\dot{m}_{v,st}$, $\dot{m}_{g,x}$ e $\dot{m}_{g,f}$, as vazões de vapor no *stripper*, de gás vindo do *riser* e da saída de produtos pelos ciclones, respectivamente.

8.6 Stripper

A retificação do catalisador se processa exclusivamente no *stripper* que é considerado como um tanque de mistura contínua (CSTR), adiabático sem acúmulo de massa e ausente de reações químicas, existindo trocas de calor entre o catalisador, coque e o vapor de lavagem do *stripper*. A modelagem do *stripper* prevê a quantidade de hidrocarbonetos arrastados para o regenerador em função da injeção de vapor não ser totalmente eficiente. A fração mássica de produto não retificado γ (Arbel, 1995), é dada por

$$\gamma = 0.0002 + 0.0018(1 - k_{st} \dot{m}_{v_{st}}) \quad (1.31)$$

onde k_{st} é o fator de impacto do vapor sobre o catalisador que depende do desenho do stripper e $\dot{m}_{v_{st}}$ é a vazão de vapor no *stripper*

Conservação da massa

A equação da conservação da massa considera as vazões de catalisador com coque adsorvido, vapor injetado na sua base para retificação e produtos recuperados que fluem para o vaso separador, de acordo com

$$m_{ra} \frac{dw_{sc}}{dt} = \dot{m}_{rc}(w_{rc} - w_{sc} + \gamma) + \dot{m}_{gol}(y_{cqx} + Y_{cc}) \quad (1.32)$$

$$y_{cqx} = \frac{\dot{m}_{cqx}}{\dot{m}_{go}} \quad (1.33)$$

$$Y_{cc} = \frac{\dot{m}_{cc}}{\dot{m}_{gol}} \quad (1.34)$$

onde w_{rc} e w_{sc} são os teores de coque do catalisador regenerado e gasto. $\dot{m}_{cc}$ e $\dot{m}_{gol}$ são as vazões mássicas de catalisador e do gasóleo líquido e $\dot{m}_{cqx}$ com $\dot{m}_{go}$ são as vazões de coque na saída do *riser* e de gasóleo. Y_{cc} e y_{cqx} são as frações de carbono Conradson na carga e coque no *riser*.

A figura 1.4 mostra esquematicamente o modelo descrito.

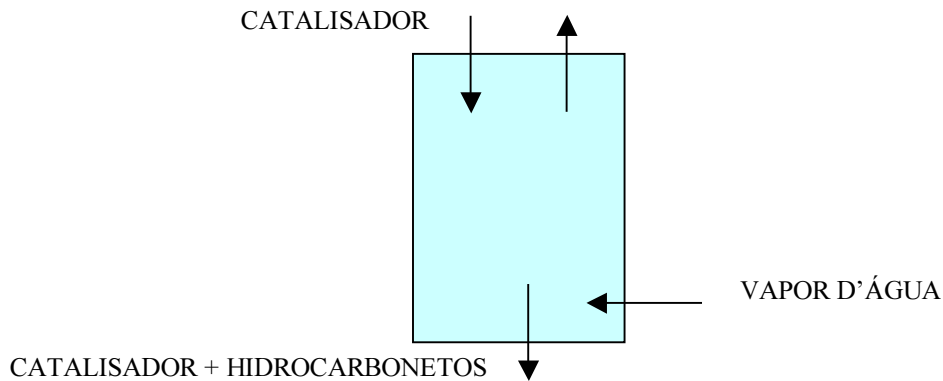


Figura 1.4 - Diagrama do *stripper*

Conservação da energia

A parcela de hidrocarbonetos é considerada desprezível no balanço de energia a qual é utilizada para determinação das temperaturas. Como não há reações no vaso separador, a concentração de coque presente no *stripper* é a mesma do vaso separador.

Desta forma, a equação da energia fica,

$$T_{st} = \frac{(\dot{m}_{sc} c_{p_c} + \dot{m}_{rc} w_{sc} c_{p_c}) T_{vs} + \dot{m}_{v,st} c_{p_{H_2O}} T_{v,st}}{(\dot{m}_{sc} c_{p_c} + \dot{m}_{rc} w_{sc} c_{p_{cq}} + \dot{m}_{v,st} c_{p_{H_2O}})} \quad (1.35)$$

onde c_{p_c} , $c_{p_{H_2O}}$ e $c_{p_{cq}}$ são os calores específicos do catalisador, do vapor d'água e do coque. $T_{v,st}$ e T_{st} são as temperaturas do vapor na entrada do *stripper* e a temperatura média no *stripper*.

9 METODOLOGIA DE SOLUÇÃO

Considerando a uniformidade das propriedades no interior dos volumes de controle, as equações de conservação desenvolvidas são diferenciais ordinárias discretizadas no tempo ou no espaço, com as seguintes formas:

$$\frac{dy_i}{dt} = f(t, y_1, y_2, \dots, y_n) \quad (1.36)$$

$$\frac{dy_i}{dz} = f(z, y_1, y_2, \dots, y_n) \quad (1.37)$$

$$\frac{dy_i}{dt} = \frac{dy_i}{dz} + f(z, y_1, y_2, \dots, y_n) \quad (1.38)$$

Algumas destas equações, juntamente como as equações algébricas do modelo, necessitam ser resolvidas simultaneamente, uma vez que as variáveis são interdependentes. O método de Runge-Kutta de quarta ordem é empregado para a integração das equações. Desta forma, a cada instante de tempo tem-se o valor de todas as variáveis de operação da planta. Para o “*riser*”, é utilizado o método de volumes finitos, com as equações discretizadas no espaço, já que o modelo é quase-estático. A solução das equações é conseguida por sucessivas iterações em cada volume até a convergência final, evoluindo ao longo do “*riser*” até a extremidade.

10 PROGRAMA DE SIMULAÇÃO

O modelo acima está sendo implementado em blocos utilizando linguagem C. Após feitos todos os testes, os blocos comporão um programa de simulação em linguagem Java. Uma interface gráfica em Java foi desenvolvida com o objetivo de facilitar a utilização do programa. A esta interface está descrita em Handa et al. (2001). A vantagem da linguagem Java é a sua portabilidade, uma vez que pode ser utilizada em diferentes plataformas, como Windows e Linux.

11 SITUAÇÃO E RESULTADOS PRELIMINARES

Até o presente momento, as seguintes atividades foram desenvolvidas:

- Modelagem física de todos os componentes;
- Implementação e teste das funções que determinam as propriedades da carga de alimentação e das fases sólida e gasosa ao longo do *riser*.
- Implementação do modelo do *riser* em linguagem de programação, incluindo as funções do item anterior e execução de testes preliminares os quais não apresentaram resultados satisfatórios pela necessidade de se implementar ajustes no modelo.
- Implementação do modelo do vaso separador e *stripper* em linguagem de programação.

Na fase atual, está sendo revisado o modelo físico do regenerador para posterior avaliação e aprovação, ao final do que será feita a implementação do modelo para início dos testes. Da mesma forma, estão sendo conduzidos os testes com as rotinas do *riser*, vaso separador e *stripper*.

12 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abadie, 1997, Craqueamento catalítico, Relatório SEREC/CEN-SUD, RJ.
- Ali e Rohani, 1997, Dynamic Modeling and Simulation of a Riser-Type Fluid Catalytic Cracking Unit, Chem. Eng. Technol. 20, 118-130
- Arbel, A., Huang, Z., Rinard, H. and Shinnar, R., 1995, Dynamic and Control of Fluidized Catalytic Crackers. Modeling of the Current Generation of FCC's, Ind. Eng. Chem. Res. 1995, vol.34, 1228-1243.
- Handa, S. R., Freire, J. S., Antunes, F. F. Erthal, R. H., Rossi, L. F., 2001, Desenvolvimento de Interface Gráfica para Programas de Simulação de Unidades de FCC, Encontro dos Programas em Recursos Humanos em Petróleo e Gás Natural do Paraná, PRH10 e PRH24.
- Han, I.S., Chung, C.B., 2000, Dynamic modeling and simulation of a fluidized catalytic cracking process. Part I: Process modeling, Chemical Engineering Science – vol.56 1951-1971.
- Han, I.S., Chung, C.B., 2001, Dynamic modeling and simulation of a fluidized catalytic cracking process. Part II: Property estimation and simulation, Chemical Engineering Science – vol.56 1973-1990.
- Kunii, D., Levenspiel, O., 1996, Circulating fluidized-bed reactors, Chemical Engineering Science, Vol. 52, No. 15, pp. 2471-2482, 1997.
- Lee, L.S., Chen, Y.W., Huang, T.N., 1989, Four-Lump Kinetic Model for Fluid Catalytic Cracking Process, The Canadian Journal of Chemical Eng., Vol. 67, August, 1989.
- Martignoni, W. P., 2000, Desenvolvimento de Modelagem e Simulação de *Risers* de FCC Modelo 1-D, Relatório Petrobrás.
- Malay, Pathanjali, Milne, B.J., Rohani, S., 1999, The Modified Dynamic of a *Riser* Type Fluid Catalytic Unit, The Canadian J. of Chemical Eng., Volume 77, fevereiro.
- Santos, M. G., 2000, Modelo Dinâmico para o Controle do Conversor de uma Unidade de FCC UOP STACKED, Dissertação de Mestrado, UFRGS, Porto Alegre.
- Theologos e Markatos, 1993, Advanced Modeling of Fluid Catalytic Cracking Riser-Type Reactors, AIChE Journal, vol.39, No 6, 1993.
- Wen-Ching Yang, 1978, A Correlation of Solid Friction in Vertical Pneumatic conveying Lines, AIChE Journal vol 24 n° 3.

ESTUDOS PRELIMINARES PARA PROJETO E CONSTRUÇÃO DE UM EROSÍMETRO A ALTA TEMPERATURA – MODELAGEM E PLANEJAMENTO DO EXPERIMENTO

EQUIPE

Prof. Paulo César Borges, Dr.
Prof. Cezar Otaviano Ribeiro Negrão, PhD
Prof. Márcio Mafra, MSc
Prof. Julio César Klein das Neves, MSc
Eng. Jober Chaves Penteado
Eng. Ronan Luiz Figueiredo Pedroso
Acadêmico Fernando Torino de Oliveira
Acadêmico César Luíz Serafim

13 INTRODUÇÃO

A presença de catalisadores e a temperatura elevada provocam um grande desgaste dos componentes da planta de craqueamento devido à abrasividade das partículas de catalisadores. Por sua natureza, estas partículas têm elevada dureza e quando em movimento com o fluido, em velocidades de até 40m/s, colidem inúmeras vezes com as paredes dos dutos e componentes do equipamento, promovendo o desgaste erosivo. O desgaste pode ser ainda agravado pelas elevadas temperaturas envolvidas no processo, da ordem de 1000 K.

O objetivo desta etapa do trabalho é estudar a modelagem e planejar a construção de um erosímetro a altas temperaturas, onde através do conhecimento e controle das variáveis do processo seja possível simular as condições de desgaste erosivo existentes em conversores de unidades de craqueamento catalítico, minimizando assim os custos de desenvolvimento de novos materiais e/ou processos.

14 CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA

Em virtude da falta de equipamentos para o estudo do desgaste erosivo a altas temperaturas, tem-se despendido muito tempo e dinheiro no desenvolvimento ou otimização de novos materiais e processos. Isto ocorre principalmente em função dos custos envolvidos na avaliação do desempenho em plantas-piloto ou através de sistemas de teste conectados diretamente a equipamentos em operação. A segunda possibilidade - normalmente a mais utilizada - além de não permitir constante atuação sobre as variáveis interferentes no processo, fornece resultados em intervalos significativamente longos, visto que a avaliação somente ocorrerá durante as paradas de manutenção das unidades (entre 18 e 48 meses). A construção de um equipamento que permita a avaliação de materiais submetidos a desgaste erosivo em altas temperaturas preenche, portanto, uma lacuna existente entre o desenvolvimento de materiais e sua aplicação industrial.

Em conversores de unidades de Craqueamento Catalítico, algumas variáveis de operação são determinantes no desempenho do processo e dos materiais e, conseqüentemente, são consideradas críticas no desenvolvimento de um equipamento que o simule:

14.1 Temperatura de operação

Alterações na temperatura mudam drasticamente o rendimento do processo, bem como as propriedades dos materiais, induzindo mudanças microestruturais tais como: precipitação, coalescimento e mudança de fases. Considerou-se, para efeito de dimensionamento mecânico e térmico do erosímetro, a realização de ensaios nas temperaturas de trabalho dos componentes objeto de análise. Para as condições normais de operação, a temperatura de trabalho oscila entre 300°C e 700°C.

14.2 Velocidade das partículas

Dependendo da região de interesse, a velocidade varia entre 10 e 50 m/s. A velocidade está diretamente ligada à vazão e o tempo de residência do gásóleo na *unidade de craqueamento*, influenciando assim o rendimento e o desgaste.

14.3 Ângulo de ataque

O ângulo de ataque é uma variável de projeto, sendo que na unidade existem condições que variam desde 0° até 90° .

14.4 Fração de partículas

A fração de catalisador também oscila de região para região na Unidade de Craqueamento. Estes valores estão entre 5 kg a 20 kg de partículas / m^3 de gás.

15 DESCRIÇÃO DA BANCADA EXPERIMENTAL

O objetivo do erosímetro é proporcionar a aceleração das partículas de catalisador em alta temperatura propiciando condições para que essas partículas colidam com uma amostra de material onde o desgaste será posteriormente analisado. De forma a facilitar o experimento, o gás a ser utilizado será o ar atmosférico.

O aparato experimental a ser construído pode ser descrito através da Fig. 2.1 O erosímetro consiste de seis partes principais:

- 1 – Sistema de alimentação de ar, composto por compressor, filtros, reguladores de pressão e fluxímetros;
- 2 – Sistema de aquecimento, composto de um aquecedor elétrico;
- 3 – Sistema de alimentação de partículas, composto de um silo aquecido eletricamente com capacidade de armazenamento de até 60 litros de catalisador;
- 4 – Acelerador de partículas, composto de um tubo de alumina onde as partículas serão aceleradas até que possam atingir a velocidade do ar;
- 5 – Suporte para a amostra com controle do ângulo de ataque das partículas entre 90° e 180° ;
- 6 – Coletor de partículas, composto de um ciclone para separação ar/sólidos.

Inicialmente, o ar é admitido no compressor e a sua pressão é elevada, de modo a permitir seu posterior controle através de uma válvula reguladora de pressão, ajustada para as condições requeridas no ensaio. O ar é então aquecido através de uma resistência elétrica e entra em contato com as partículas de catalisador fornecidas pelo alimentador. No tubo de alimentação, as partículas são aceleradas até que atinjam a velocidade média do ar. Nessa condição, são projetadas sobre a amostra, de modo a simular a situação verificada em operação em um conversor industrial. Após a colisão, as partículas são separadas do ar por um ciclone antes que o ar retorne à atmosfera, de descarte de poeiras na atmosfera possibilitando a recuperação do catalisador para reprocessamento.

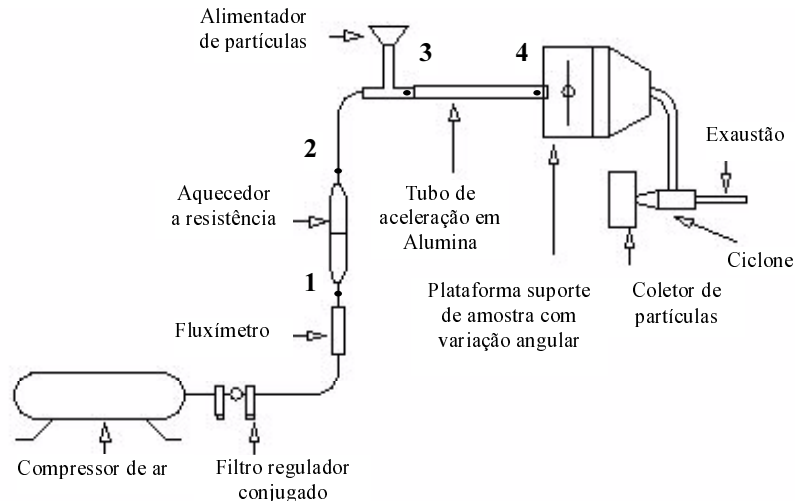


Figura 2.1 Diagrama esquemático do erosímetro a altas temperaturas.

16 MODELAGEM DAS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO

A seguir é apresentada uma análise teórica aproximada do escoamento que irá definir algumas das variáveis de projeto, tais como: perda de carga no sistema, vazão de ar necessária e as taxas de transferência de calor que proporcionem as velocidades e temperaturas de interesse. Essa análise ainda irá contribuir na seleção dos equipamentos da bancada.

O escoamento de ar-catalisador é caracterizado como um escoamento bifásico gás-sólido. Uma vez que o ar pode atingir velocidades de até 80m/s e devido a significativa variação da temperatura do ar (até 720°C), o escoamento pode ser considerado como compressível. Vários trabalhos têm sido desenvolvidos para estudar este tipo de escoamento. Entre estes, pode-se citar os trabalhos de Akilli et al. (2001), Arastoopour (2001), Mason e Leva (2001), Mason e Li (2000), Tashiro et al. (2001), Triesch e Bohnet (2001), Varaksin et al. (2000), Wassen e Frank (2001) e Zhang e Reese (2000).

O modelo adotado neste estudo é baseado na aplicação das leis de conservação da massa, da energia e da quantidade de movimento. O escoamento entre a válvula reguladora de pressão e a posição da amostra será considerado como unidimensional ao longo de um tubo de seção transversal constante.

16.1 Escoamento Gasoso

O escoamento a ser tratado é diluído e segundo Zhang e Reese (2001), o movimento das partículas em escoamentos diluídos (fração volumétrica de sólidos inferior a 0,1%) não interfere no escoamento do gás. Desta forma, o escoamento da fase gasosa será considerado independente do escoamento da fase sólida.

Assumindo a hipótese de escoamento unidimensional em regime estacionário, a equação da conservação da massa terá a seguinte forma:

$$\int_{SC} \rho \, v \, dA = 0 \quad \dot{m} = \rho v A = cte \quad (2.1)$$

onde ρ é a massa específica do ar, v , a velocidade do ar, A , a área da seção transversal e $\dot{m}$, o fluxo de massa de ar. Sendo as diferenças de níveis muito pequenas, a conservação da quantidade de movimento para um escoamento unidimensional pode ser escrita como:

$$\frac{dp}{\rho} + v dv = f \frac{v^2}{2d} dL \quad (2.2)$$

sendo p , a pressão, f , o fator de atrito, d , o diâmetro da tubulação e L , o comprimento do tubo. Utilizando a Eq. (2.1), juntamente com a equação dos gases perfeitos, rearranjando e integrando, tem-se:

$$\int_1^2 \frac{p dp}{RT} + G^2 \ln \left(\frac{\rho_1}{\rho_2} \right) = f \frac{G^2}{2} \frac{L}{d} \quad (2.3)$$

onde $G = \dot{m}/A$, R é a constante do gás para o ar e T , a temperatura do escoamento. Os índices 1 (um) e 2 (dois) indicam dois pontos ao longo do escoamento. Aplicando o balanço de energia ao escoamento unidimensional estacionário, desprezando a variação da energia cinética e considerando o ar como gás perfeito, obtém-se a seguinte equação:

$$\dot{Q} = \dot{m} c_p \int_1^2 dT \quad (2.4)$$

onde $\dot{Q}$ é a taxa de calor a ser transferida para o escoamento, c_p é o calor específico do ar e T a temperatura.

16.2 Escoamento da Fase Sólida

O escoamento da fase sólida é considerado independente do escoamento da fase gasosa. Além disso, cada partícula terá comportamento independente. Assim como em Akilli et. al (2001), será empregado uma aproximação Lagrangiana para descrever a trajetória e velocidade de uma partícula. A equação da conservação da quantidade de movimento para a partícula terá, então, a seguinte forma:

$$m_p \frac{dv_p}{dt} = F_d \quad (2.5)$$

onde m_p é a massa da partícula, v_p a velocidade da partícula, t o tempo, F_d a força de arrasto. Considerando a partícula como uma esfera, a força de arrasto pode ser escrita como (Zhang e Reese, 2001):

$$F_d = \frac{\pi}{8} \rho_g d_p^2 C_d (v - v_p)^2 \quad (2.6)$$

Na Eq. (2.6), ρ_p é a densidade da partícula, d_p , o diâmetro da partícula, C_d , o coeficiente de arrasto. O coeficiente de arrasto (Zhang e Reese, 2001) para $1 < Re_p < 1000$ é dado por

$$C_d = 0.28 + \frac{6}{\sqrt{Re_p}} + \frac{21}{Re_p} \quad (2.7)$$

onde Re_p é o número de Reynolds da partícula, dado como:

$$Re_p = \frac{d_p (v - v_p)}{\nu} \quad (2.8)$$

sendo ν é a viscosidade cinemática do gás.

16.3 Solução das Equações

A Eq. (2.3), juntamente com a Eq. (2.4), é resolvida numericamente e de forma iterativa, utilizando a regra do trapézio para o seu primeiro termo. A solução proporciona a perda de carga ao longo do escoamento.

Sendo o coeficiente de arrasto dependente da velocidade da partícula de maneira não linear, a Eq. (2.5) não possui solução analítica. Esta equação também foi resolvida numericamente utilizando o método de Runge-Kutta.

17 RESULTADOS

17.1 Resultados do modelo

É importante notar que o ar ao longo do escoamento sofre uma grande variação de temperatura em virtude do seu aquecimento. Esta elevação de temperatura proporciona uma redução significativa da densidade, fazendo com que haja um aumento de sua velocidade. Apesar do aumento da velocidade provocar uma queda mais acentuada de pressão, a solução da Eq. (2.3), para uma velocidade final máxima do ar de 80m/s, indica que essa redução está em torno de 0,2 bar. Portanto, toda a corrente de ar deverá operar numa pressão próxima à atmosférica. Sendo pequena esta perda de carga não deve haver uma preocupação maior na especificação dos elementos de tubulação, mas somente da válvula redutora de pressão.

A Eq. (2.4) permite a obtenção da potência necessária para o aumento requerido da temperatura do ar. Assumindo velocidade final para o ar de 80 m/s e considerando a variação na densidade do ar, calculam-se as vazões para diferentes valores de temperatura após o aquecedor. Estes valores são mostrados na Tabela 2.1, juntamente com as potências a ser dissipada pelo aquecedor para atingir as temperaturas desejadas. Note que, com o aumento da temperatura de trabalho, a vazão mássica necessária para o ar atingir a velocidade desejada deve ser reduzida, implicando também na redução da potência de aquecimento. Sendo assim, a potência não aumenta proporcionalmente à variação de temperatura.

Tabela 2.1 Vazões e potências para elevar a temperatura do ar na saída do aquecedor para uma velocidade do ar de 80m/s.

Temperatura (°C)	Vazão mássica (kg/s)	Vazão volumétrica (m ³ /s)	Potência (W)
100	13,4	11,3 x10 ⁻³	101
200	10,6	8,9 x10 ⁻³	185
300	8,7 x10 ⁻³	7,4 x10 ⁻³	241
400	7,4 x10 ⁻³	6,3 x10 ⁻³	279
500	6,5 x10 ⁻³	5,5 x10 ⁻³	308
600	5,7 x10 ⁻³	4,8 x10 ⁻³	330
700	5,1 x10 ⁻³	4,3 x10 ⁻³	348
800	4,7 x10 ⁻³	3,9 x10 ⁻³	362

Na Fig. 2.2, tem-se dois conjuntos de curvas, as da esquerda mostram a relação velocidade da partícula-velocidade do ar (V_p/V) com o tempo, já as três curvas à direita mostram o deslocamento da partícula com o tempo. Considerando que uma partícula sólida parte do repouso a sua velocidade tende à velocidade do gás. Quanto maior a velocidade do gás, menor o tempo para que a partícula atinja a sua velocidade. Para a velocidade de 30m/s, a partícula atinge 90% da velocidade do ar em 0,05s e se desloca 1,0m. Para $v=50\text{m/s}$, o tempo necessário para a partícula atingir 90% da velocidade do ar é de 0,04s e o seu deslocamento de 1,4m. Enquanto que para $v=70\text{m/s}$, o valor de 90% da velocidade do ar é alcançada pela partícula em 0,032s e o deslocamento 1,5m. Portanto, um tubo de 1,5 m seria suficiente para acelerar as partículas até a valores próximos à velocidade do ar, em todas situações.

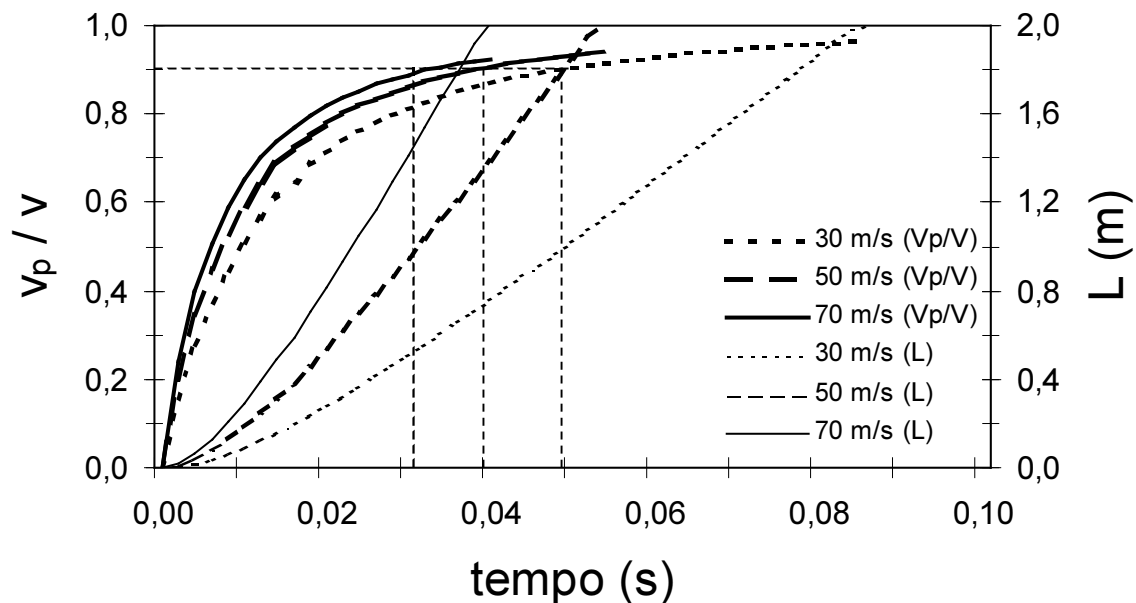


Figura 2.2 Variação da relação velocidade da partícula -velocidade do ar e deslocamento da partícula com o tempo, para várias velocidades do ar.

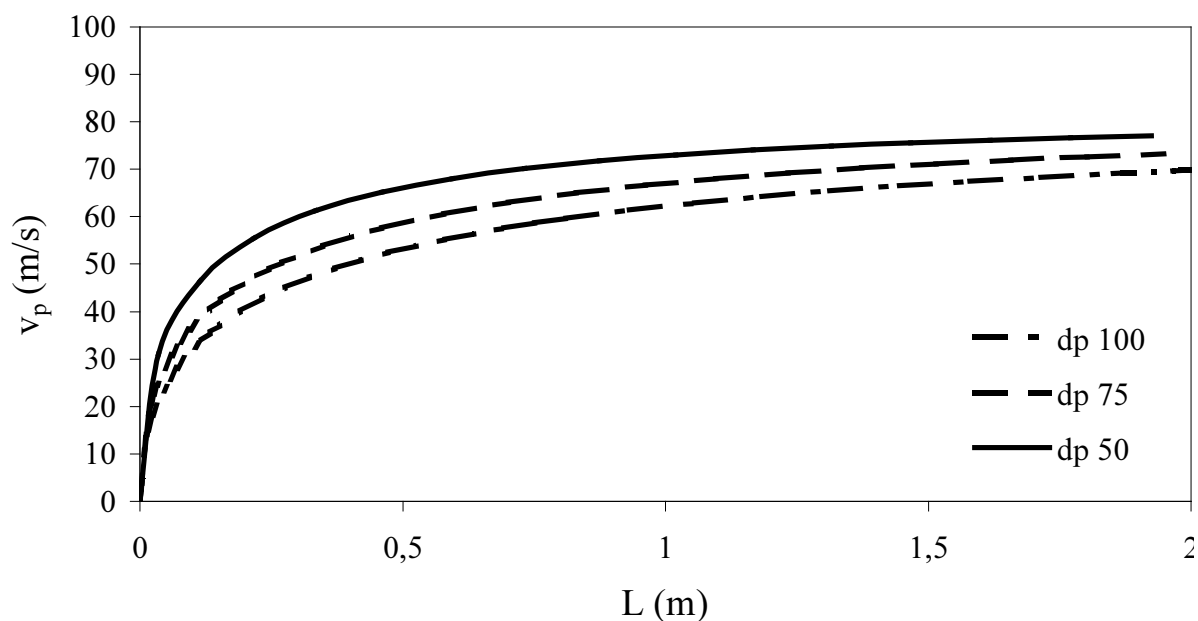


Figura 2.3 Velocidade da partícula em função do seu deslocamento para três diâmetros de partícula e uma velocidade do ar de 80m/s.

Na Fig. 2.3 tem-se a variação da velocidade da partícula com o comprimento para três diâmetros de partícula e velocidade do ar igual a 80 m/s. Como podemos ver, quanto maior o diâmetro da partícula menor será a sua velocidade. Para uma distância de 1,5 m e diâmetro de partículas de 75 μm (diâmetro médio do catalisador) a velocidade da partícula será de aproximadamente 70 m/s.

Baseado nos resultados obtidos (ver Tabela 2.1), pode-se dizer que a potência máxima para aquecer o ar em todas as condições de trabalho deve ser de no mínimo de 3700W. Além disso, o comprimento do tubo de aceleração deverá ser de no mínimo de 1,5 m para que a velocidade das partículas de catalisador atinja aproximadamente 90% da velocidade do ar.

17.2 Seleção dos Componentes

O equipamento deverá atender uma larga faixa de operação: velocidades das partículas entre 30 e 80m/s e temperaturas entre 25°C e 700°C, fração de partículas de 5 a 40 kg/m³ de gás ou 3,65.10⁻³ a 58.10⁻³ m³/m³, ângulo de ataque de 0 a 90° e tamanho de partículas de 10 a 150 µm. O objetivo será então selecionar os equipamentos necessários que atendam às condições acima. Os equipamentos a serem selecionados são descritos abaixo:

17.3 Sistema de Alimentação de Ar

Os cálculos realizados mostraram que para atingir os parâmetros desejados, é necessário um compressor que forneça (678 l/min) de ar seco. Sendo assim foi selecionado um compressor de 40 PCM (1132 l/min) e adotado um sistema de reguladores, filtros (elemento filtrante micra), válvula e fluxímetro, permitindo assim o fornecimento de ar seco e isento de óleo.

17.4 Sistema de Aquecimento

O ar será aquecido por um aquecedor elétrico INL 200 da família de aquecedores “Inline Heaters” da Farnam Custom Products. Este aquecedor consiste em um tubo de aço inoxidável de duas polegadas de diâmetro e treze de comprimento. A temperatura máxima de trabalho é 710° C a uma potência de 12500 W e vazão de até 100 PCM (2831L/min). A temperatura será controlada pela potência fornecida ao sistema através de controle eletrônico do ângulo de disparo. O sistema terá também uma proteção para que a temperatura não exceda à máxima suportada pelo aquecedor. Este controle será realizado através de um contato bimetalico responsável pelo desligamento do sistema.

17.5 Alimentação de Partículas

Antes de injetar as partículas por gravidade no sistema, estas serão aquecidas até a temperatura de operação. A quantidade de agente abrasivo é controlada por um sistema com orifícios cônicos intercambiáveis de diferentes diâmetros fazendo com que a quantidade de partículas abrasivas possa ser controlada e limitada a um número máximo no tempo. A capacidade de carga deste sistema é de 50 litros o que permitirá um tempo de ensaio de até 11 horas à vazão máxima de 100 g/min. Nesta situação está sendo desconsiderada a influência da variação da altura da coluna de partículas em sua vazão. O reservatório será construído em aço inoxidável AISI – 310 envolto por um forno para o aquecimento das partículas.

17.6 Acelerador de Partículas

O acelerador de partículas consiste em um tubo de alumina com diâmetro interno de 0,015m e 1,5 m de comprimento isolado termicamente. Após as partículas serem injetadas no circuito de ar quente ($V \cong 0$) elas se movimentarão na direção do fluxo. Considerando que a força motriz é exercida pelo coeficiente de arrasto, elas deverão ser aceleradas até a velocidade de ensaio. O comprimento de 1,5 m foi calculado de forma a garantir que as partículas atinjam pelo menos 90% da velocidade do ar, sendo que quanto maior a velocidade do ar maior será a relação velocidade das partículas/velocidade do ar, atingindo-se 97% para velocidade do ar de 80 m/s (Penteado et al., 2001).

17.7 Suporte da Amostra

O suporte de amostras será articulado de modo a permitir a variação do ângulo de incidência das partículas entre 90° e 180° . O aquecimento da amostra ocorrerá pelo seu contato com o ar. Sendo assim antes de iniciar o experimento, somente ar quente deverá escoar pelo aparato, de forma a produzir o aquecimento da amostra. A temperatura do corpo de prova será monitorada por termopares localizados na parte posterior da amostra.

17.8 Coletor de Partículas

Após a passagem do ar e partículas pela amostra será feita a exaustão do ar para a atmosfera. Para isto, será instalado um sistema composto de um separador gás/sólido de forma a retirar os particulados, evitando-se assim a contaminação do ambiente. A medição desta massa na unidade de tempo poderá também ser utilizada como forma de calibração do sistema de alimentação de partículas.

18 CONCLUSÕES

Através dos resultados apresentados, pode-se notar que a perda de carga na tubulação será pequena e, portanto, não há necessidade de uma preocupação maior com o dimensionamento das tubulações. Entretanto deve-se especificar uma válvula de controle de vazão que garanta a velocidade desejada do escoamento.

Nota-se que a elevação de temperatura reduz a massa específica do ar e por consequência a velocidade do ar aumenta. Para que isto não aconteça, a vazão de ar deve de ser reduzida.

As Figs. 2.2 e 2.3 permitem estabelecer as condições adequadas de operação do erosímetro, visto o comportamento das partículas para elevadas velocidades do ar. Observa-se que, para elevadas velocidades do ar, a velocidade média das partículas se aproxima rapidamente à do fluido de arraste.

19 REFERÊNCIAS

Abadie, E., 1997, **Apostila Craqueamento Catalítico**, Petrobrás, 2ª versão,

Akilli, H., Levy, E. K. e Sahin, B., 2001, **Gas-solid flow behavior in a horizontal pipe after a 90° vertical-to-horizontal elbow**, Power Technology, vol. 116, pp. 43-52.

Arastoopour, H., 2001, **Numerical simulation and experimental analysis of gas/solid flow systems: 1999 Fluor-Daniel Plenary lecture**, Powder Technology, vol. 119, pp. 59-67.

Mason, D. J. e Leva, A., 2001, **A model for non-suspension gas-solids flow of line powders in pipes**, International Journal of Multiphase Flow, vol. 27, pp. 415-435.

Mason, D. J. e Li, J., 2000, **A novel experimental technique for the investigation of gas-solid flow in pipes**, Power Technology, vol. 112, pp. 203-212.

Penteado, J. C., Negrão, C. O. R., Serafim, C. L., Torino, T., Borges, P. C., 2001, **Estudos Preliminares para Projeto e Construção de um Erosímetro a alta temperatura - Modelação**, Seminário PRH 10 e 24, 22 de Novembro, Curitiba.

Tashiro, H., Watanabe, E., Shinano e H., Funatsu, K., Tomita, Y., 2001, **Effect of gas-fine particle suspension of coarse in a horizontal pipe**, International Journal of Multiphase Flow, vol. 27, pp. 2001-2013.

Triesch, O. e Bohnet, M., 2001, **Measurement and CFD prediction of velocity and concentration profiles in a decelerated gas-solids flow**, Powder Technology, vol. 115, pp. 101-113.

Varaksin, A., Yu., Polezhaev, Yu. V. e Polyakov, A. F., 2000, **Effect of particle concentration on fluctuating velocity of the disperse phase for turbulent pipe flow**, International Journal of Heat and Fluid Flow, vol. 21, pp. 562-567.

Wassen, E., Frank, Th., 2001, **Simulation of cluster formation in gas-solid flow induced by particle-particle collisions**, International Journal of Multiphase Flow, vol. 27, pp. 437-458.

Zhang, Y. e Reese, J. M., 2000, **Particle-gas turbulence interactions in a kinetic theory approach to granular flows**, International Journal of Multiphase Flow, vol. 27, pp. 1945-1964.