Universidade Federal do Rio de Janeiro

Escola de Química

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

ESTUDO DO AUMENTO DA PRODUÇÃO DE PROPENO EM UMA UNIDADE DE FCC

Elisângela Melo Penna

Rio de Janeiro

Agosto / 2012

Universidade Federal do Rio de Janeiro

Escola de Química

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

Elisângela Melo Penna

ESTUDO DO AUMENTO DA PRODUÇÃO DE PROPENO EM UMA UNIDADE DE FCC

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Ciências em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica.

Orientador:
Fernando L. Pellegrini Pessoa, D. Sc.

Rio de Janeiro

Agosto / 2012

Universidade Federal do Rio de Janeiro

Escola de Química

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

TPQB

Dissertação de Mestrado submetida ao Corpo Docente do Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Ciências em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica.

Orientador:

_____

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc. - EQ/UFRJ

Aprovada por:

_____

Eduardo Mach Queiroz, D.Sc. - EQ/UFRJ

_____

Fabio Takeshi Mizutani, D.Sc. - Petrobras

_____

Victor Rolando Ruiz Ahon, D.Sc. – TEQ/UFF

FICHA CATALOGRÁFICA

P412e Penna, Elisângela Melo.

Estudo do Aumento da Produção de Propeno em uma Unidade de FCC/ Elisângela Melo Penna. – 2012.

xxxi, 413 f.: il.

Dissertação (Mestrado em Engenharia de Biocombustíveis e Petroqímica) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Rio de Janeiro, 2012.

Orientador: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. S.c..

1. Propeno. 2. ZSM-5. 3. FCC. 4. Seção de Recuperação de Produtos. – Dissertação. I. Pessoa, Fernando Luiz Pellegrini (Orient.). II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos. III. Título.

AGRADECIMENTOS

A todos aqueles que contribuíram para a realização deste trabalho e que foram singelamente essenciais:

Solange Lins Klein
Cláudio Fonseca Machado dos Santos
Marcelo Straubel Wolff
Andrea de Rezende Pinho
Joyce Stone De Souza Aires
Victor Rolando Ruiz Ahon
Carlos Alberto Dantas Moura
Fabio Takeshi Mizutani
Fernando Luiz Pellegrini Pessoa
Miguel Angel Dolado Tundidor
Edna Marques dos Reis Povoa
Lara Shelene da Silva Teixeira
Rebeca da Silva Oliveira
Flavia Caputo de Moura
Adalto Luiz Souza Lopes
Alberto Falcone Neto

Resumo da Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos (EQ/UFRJ) como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica.

ESTUDO DO AUMENTO DA PRODUÇÃO DE PROPENO EM UMA UNIDADE DE FCC

Elisângela Melo Penna

Agosto, 2012

Orientador: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa.

O propeno é uma das principais matérias primas petroquímicas e sua demanda vem crescendo rapidamente nos últimos anos. Projeções para os próximos anos indicam que o crescimento da produção de propeno via pirólise de nafta tende a ser menor do que o crescimento da demanda de eteno, criando um déficit na oferta deste produto. As unidades de FCC encontram-se em posição única para suprir este aumento na demanda por propeno devido à sua flexibilidade operacional. Embora sua principal aplicação nas últimas décadas tenha sido a produção de gasolina, a unidade de FCC é frequentemente explorada para maximizar outros produtos, tais como destilados médios ou GLP. Na seção de conversão do FCC, a elevação do rendimento de propeno inclui algum aumento da severidade reacional, que pode ser obtido através de uma maior temperatura de reação além do uso de aditivo catalítico à base de zeólita ZSM-5. Porém, além da maximização da produção de propeno no reator, um segundo objetivo deve ser perseguido: o aumento da recuperação do propeno na seção de recuperação de gases. Nesta seção, o rendimento final é afetado pelo desempenho do compressor de gases, o projeto dos equipamentos e esquema do processo. Eventualmente, novos equipamentos podem ser instalados, tais como *chillers*, visando à melhoria do sistema de absorção. Prevendo um real aumento na demanda por propeno no mercado nacional, este trabalho propõe-se a avaliar a adequação da seção de recuperação de gases de uma unidade de FCC da Petrobras, analisando os impactos que um novo perfil de rendimentos de produtos, onde se dobra a produção de propeno em relação à operação convencional. No trabalho foram identificadas as principais limitações e modificações que seriam necessárias para uma operação buscando a maximização da produção de propeno, além de sugestões de mudanças no *hardware* da unidade com a respectiva análise econômica.

Palavras-chave: propeno, ZSM-5, FCC, seção de recuperação de produtos.

Abstract of thesis presented to Programa de Pós Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos (EQ/UFRJ) as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science.

STUDY OF INCREASE OF PROPYLENE PRODUCTION IN A FCC UNITY

Elisângela Melo Penna

August /2012

Advisor: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa

Propylene is one of the major petrochemical raw materials and its demand has been growing rapidly in recent years. Projections for future years indicate that the growth in propylene production via naphtha pyrolysis process tends to be lower than the growth in the demand for ethylene, creating a supply deficit of this product. The FCC units are in a unique position to meet this increase in propylene demand due to its operational flexibility. Although their primary function in recent decades has been the gasoline production, FCC units are often operated for maximizing other products, such as LPG or distillates. At the FCC conversion section, the increase of propylene yield requires some increase in reaction severity, which can be obtained by increasing reactor riser temperature, and the use of catalyst additives based on ZSM-5. However, besides maximizing the propylene production in the reactor, a second objective should be pursued: the propylene recovery increase in the gas recovery section. In this section, the yield is affected by the gas compressor performance, the equipment design and process scheme. Eventually, new equipments may be installed, such as chillers, aimed at improving the absorption system. Predicting a real increase in propylene demand in the Brazilian market, this study aims to evaluate the adequacy of the gas recovery section of a Petrobras FCC unit, analyzing the impacts that a new products yields profile, which bend the propylene production compared to a conventional operation. In this work, the main limitations and modifications that would be needed for an operation were identified, aiming at maximizing the propylene production, as well as proposed changes in the hardware of the unit with its economic analysis.

Keywords: propylene, ZSM-5, FCC, product recovery section.

LISTA DE ABREVIAÇÕES E DEFINIÇOES

Absorvedora Primária - Esta torre recebe a corrente gasosa de hidrocarbonetos oriunda do Vaso de Alta Pressão e tem como objetivo retirar desta corrente os compostos mais pesados, na faixa do GLP, através da absorção com um óleo mais pesado. É a principal responsável pela recuperação do GLP no gás combustível;

Absorvedora Secundária - Esta torre recebe o efluente gasoso da absorvedora primária, recuperando componentes do GLP e mais pesados contidos no gás combustível através da absorção com um óleo que pode ser a nafta pesada ou o LCO provenientes da fracionadora principal;

Blower – Termo em inglês para o Soprador de Ar;

CMAI – Chemical Market Associates, Inc é uma empresa de consultoria independente fornecendo custos, benefícios, análise, interpretações e disseminação de informações de plásticos, fibras e petroquímicos em todo o mundo;

Chiller – trocador de calor que efetua a troca térmica entre um fluido refrigerado e um fluido de processo;

DTML - *logarithmic mean temperature difference;*

FCC – Craqueamento Catalítico Fluido, do inglês *Fluid Catalytic Cracking*;

FEL I - *Front End Loading.* Corresponde à fase de análise do negócio, cujo objetivo é avaliar a atratividade e oportunidade de investimento. Nesta fase os objetivos do projeto são alinhados aos objetivos estratégicos da organização.

Flushing – óleo diluente que pode ser o próprio HCO ou LCO produzido na unidade e utilizado para limpeza de linhas, instrumentos e bombas;

Gás Combustível – produto gasoso contendo principalmente em sua composição hidrogênio, metano, etano e eteno;

Gás Úmido – Gás combustível com presença de água;

GLP – Gás Liquefeito de Petróleo, composto por moléculas de 3 e 4 átomos de carbono;

Hardware do Conversor do FCC – refere-se ao conjunto vaso separador, *riser*, retificador e regenerador;

HETP - Hight Equivalent to Theoretical Plate, ou altura equivalente a um estágio teórico;

HCO – Heavy Cycle Oil, ou óleo pesado de reciclo;

LCO – Light Cycle Oil, ou óleo leve de reciclo;

Nafta Craqueada – Nafta proveniente do fundo da torre desbutanizadora e é o principal produto da unidade de FCC;

Nafta Instabilizada – Nafta proveniente do vaso de topo da fracionadora principal;

Óleo Decantado – produto de fundo da torre fracionadora principal do FCC, esta corrente é proveniente de uma retirada do refluxo circulante de fundo da fracionadora principal;

PEV- Ponto de Ebulição Verdadeiro;

PI-Process Book – Software utilizado para armazenar dados e elaborar tendências, tais como gráficos, de informações de instrumentos de medição localizados na planta industrial;

PVR – Pressão de Vapor Reid;

Quench – Expressão utilizada para correntes que tem como finalidade proporcionar o resfriamento rápido de outra corrente ou de uma região;

Refluxo Circulante de Borra – termo usualmente empregado para o refluxo circulante de fundo da torre fracionadora principal;

Retificadora – Torre alimentada pela corrente líquida de hidrocarbonetos oriunda do vaso de alta pressão, e tem como objetivo adequar o teor de C_2 no GLP e, em conseqüência, a sua pressão de vapor;

Revamp – Termo dado a modernização de uma unidade geralmente acompanhado de aumento de capacidade;

Riser – Parte integrante do conversor do FCC, tubo vertical no qual a carga é introduzida e ascende até entrada nos ciclones na parte interna do vaso separador;

Setpoint – variável de entrada no controlador que estabelece o valor desejado da variável controlada;

Sistema Catalítico - A Catálise é uma área de grande interesse industrial que se reveste de grande complexidade, incluindo desde conhecimentos básicos de natureza empírica até as aplicações de engenharia bem conhecidas e fundamentadas. Neste trabalho, a referencia da palavra sistema é feita em relação a composição do catalisador e misturas realizadas no inventário catalítico para obter um perfil de rendimentos diferenciado maximizando a produção de propeno;

TEMA - Tubular Exchanger Manufactures Association; a norma TEMA estabelece os critérios para o projeto, construção, teste, instalação e manutenção de permutadores de calor do tipo casco-tubo;

Vapor de Retificação – Vapor injetado no fundo da torre fracionadora principal e no fundo da torre retificadora de LCO para facilitar a remoção de compostos leves através do abaixamento da pressão parcial dos hidrocarbonetos;

Vaso de Alta Pressão – Vaso por onde passa toda a carga da seção de recuperação de gases e ocorre a separação inicial entre o gás combustível e a nafta instabilizada. Neste vaso também é separada a água ácida gerada a partir da água de lavagem adicionada ao processo e também a partir dos vapores do conversor não condensados até a sucção do segundo estágio do compressor de gases.

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 – Previsão de aumento da demanda de propeno por processo, FCC para maximização de propeno, refino e petroquímica, pirólise, em relação a 2010 (Fonte: CMAI 2010, World Light Olefins Analysis). 9
Figura 2 – Estrutura da zeólita ZSM-5. 14
Figura 3– Desenho Esquemático da DCR 22
Figura 4– Gráfico de % Propeno x ZSM-5 24
Figura 5– Gráfico da temperatura de reação do *riser* de gasóleo ao longo dos anos 24
Figura 6– Estratégia para obtenção do perfil de rendimentos final 28
Figura 7 – Comparação Entre os Perfis de Rendimentos 30
Figura 8 - Curva de Destilação Teórica da Nafta Craqueada 35
Figura 9 – Curva de Destilação Teórica do LCO 36
Figura 10 - Curva de Destilação Teórica do Óleo Decantado 37
Figura 11 – Flash da Carga 41
Figura 12 – Fluxograma gerado no Petrox da Fracionadora Principal 47
Figura 13 - Fluxograma da Seção de Fracionamento e Recuperação de Gases da UFCC 48
Figura 14 – Modificações Propostas pelas simulação_1 e simulação_2. 62
Figura 15 – Curvas do *Head* Adiabático e Eficiência Adiabática para o Primeiro Estágio do Compressor de Gases. Curvas Originais Obtidas na RM da Máquina. 69
Figura 16 – Curvas do *Head* Adiabático e Eficiência Adiabática para o Segundo Estágio do Compressor de Gases. Curvas Originais Obtidas na RM da Máquina. 72
Figura 17 – Gráfico com os Resultados da Análise de Sensibilidade entre a Pressão de Sucção no 1º Estágio do Compressor de Gases x Vazões Volumétricas do 1º e 2º Estágios do Compressor 74
Figura 18 – Esquema Tradicional da Absorvedora Primária 84
Figura 19 – Proposta de Recontato entre as Correntes 85
Figura 20 – Proposta de Recontato com a Utilização de *Chillers* 90
Figura 21 – Esquema de um Sistema Refrigerante 91
Figura 22 - Utilização de *Chiller* no *Pumparound* da Absorvedora Primária 91
Figura 23 – Representação do Ciclo de Refrigeração no Petrox 94
Figura 24 - Utilização de *Chiller* no *Pumparound* da Absorvedora Primária e no Condensador de Alta Pressão 95

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1- Perfis de Rendimentos Teóricos 23
Tabela 2 – Resultados das Simulações no Simcraq^{OT} 25
Tabela 3 – Parâmetros de Ajuste 26
Tabela 4 – Rendimentos Teóricos Obtidos pelo Simcraq 27
Tabela 5 – Obtenção do Rendimento Teórico Final 28
Tabela 6- Perfil e Vazões Finais dos Produtos 30
Tabela 7 – Componentes Puros 31
Tabela 8 – Vapor D'água 32
Tabela 9 – Composição dos Inertes 32
Tabela 10 – Perfil de Rendimento Detalhado do Gás Combustível 33
Tabela 11 – Perfil de Rendimento Detalhado do GLP 34
Tabela 12 – Obtenção da Curva Teórica da Nafta Craqueada 34
Tabela 13 – Obtenção da Curva Teórica do LCO 36
Tabela 14 - Obtenção da Curva Teórica do Óleo Decantado 37
Tabela 15 – Informações Complementares dos Produtos Líquidos 38
Tabela 16 - Obtenção da Densidade Teórica da Nafta 38
Tabela 17 - Obtenção da Densidade Teórica do LCO e do Óleo Decantado 40
Tabela 18 – Resumo dos Métodos Termodinâmicos Utilizados 45
Tabela 19 – Conversão de Estágios Reais para Estágios Teóricos da Fracionadora da UFCC em Estudo 46
Tabela 20 – Conversão de Estágios Reais para Estágios Teóricos das Torres da Seção de Recuperação de Gases 50
Tabela 21 – Comparação Entre os Principais Dados de Processo Obtidos Para o Dia 04/02/2010 e a Simulação. 54
Tabela 22 – Comparação Entre as Simulações do Dia 04/02/2010 e a Simulação com o Novo Perfil de Rendimentos 56
Tabela 23 – Principais Resultados da simulação_1. 60
Tabela 24 – Principais Resultados da Simulação_2 63
Tabela 25 – Avaliação dos Condensadores de Topo 65
Tabela 26 – Avaliação dos Condensadores de Interestágio 66
Tabela 27 – Avaliação dos Condensadores de Alta Pressão 66
Tabela 28 – Avaliação do Permutador Intermediário da Absorvedora Primária 67
Tabela 29 – Valores de Testes de Performance para o 1º Estágio do Compressor 69
Tabela 30 – Valores de Testes de Performance para o 2º Estágio do Compressor 73
Tabela 31 – Principais Resultados da Simulação_3.1 78
Tabela 32 – Principais Resultados da Simulação_5 86
Tabela 33 – Principais Resultados da Simulação_2.1_chiller 92
Tabela 34 – Principais Resultados da Simulação_3.1_chiller 96
Tabela 35 – Principais Resultados da Simulação_4.1_chiller 98
Tabela 36 – Resumo com os Principais Resultados dos Casos que Utilizaram *Chillers* 100

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 8

1.1. UMA OPORTUNIDADE PARA AS UNIDADES DE FCC 9

2. LEVANTAMENTO BIBLIOGRÁFICO 11

2.1. CONVERSOR DE UFCC 12
2.1.1. Temperatura de reação e relação catalisador / óleo 12
2.1.2. Sistema catalítico 13
2.1.3. *Hardware* do conversor 15

2.2. COMPRESSOR DE GASES 15

2.3. SEÇÃO DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DE GASES 17
2.3.1. Fracionadora Principal 17
2.3.2. Integração Energética com a Fracionadora 17
2.3.3. Óleo de Absorção 18
2.3.4. Temperatura da água de resfriamento 18
2.3.5. Absorvedora primária 18
2.3.6. Absorvedora primária versus Retificadora 19
2.3.7. Absorvedora Secundária 20
2.3.8. Vaso de Alta Pressão 20
2.3.9. Desvantagens do Modo de Operação Maximizando Propeno 20

3. OBTENÇÃO DO PERFIL DE RENDIMENTOS DOS PRODUTOS MAXIMIZANDO PROPENO 21

4. MODELAGEM MATEMÁTICA DA SEÇÃO DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DE GASES DA UFCC 29

4.1. SIMULAÇÃO DA CARGA DA UFCC PARA O NOVO PERFIL 31

4.2. ESCOLHA DO PACOTE TERMODINÂMICO 41

4.3. SIMULAÇÃO DA SEÇÃO DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DOS PRODUTOS 45

5. IMPACTOS DO NOVO PERFIL DE RENDIMENTOS NAS SEÇÕES DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DE GASES 52

5.1. SUGESTÕES DE MUDANÇAS OPERACIONAIS PARA ADEQUAÇÃO DA UNIDADE AO NOVO PERFIL DE RENDIMENTOS 59
5.1.1. Avaliação dos Permutadores 64

5.2. AVALIAÇÃO DO COMPRESSOR DE GASES 67

5.3. SUGESTÕES DE MUDANÇAS NO *HARDWARE* DA UFCC PARA ADEQUAÇÃO DO NOVO PERFIL DE RENDIMENTOS 77
5.3.1. Aumento do Reciclo de Nafta Craqueada Acima da Capacidade da Bomba 78
5.3.2. Recontato das Correntes de Nafta Instabilizada com a Nafta Craqueada de Reciclo 84
5.3.3. Utilização de *Chillers* 89

6. ESTIMATIVAS DE CUSTO 101

7. CONCLUSÕES 104

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 107

9. APÊNDICES 109

APÊNDICE A: LEVANTAMENTO DA INSTRUMENTAÇÃO DA UNIDADE NO PI 109

APÊNDICE B: ESTIMATIVA DE INERTES PARA A FRACIONADORA PRINCIPAL.....114
APÊNDICE C: PERFIL DE PRESSÃO DA UNIDADE DE FCC EM ESTUDO.....115
APÊNDICE D: FOLHA DE DADOS DA BOMBA DE RECICLO DE NAFTA CRAQUEADA 116
APÊNDICE E: AVALIAÇÃO DOS CONDENSADORES DE TOPO DA FRACIONADORA PRINCIPAL ..117
APÊNDICE F: AVALIAÇÃO DOS CONDENSADORES DE INTERESTÁGIO.....119
APÊNDICE G: AVALIAÇÃO DOS CONDENSADORES DE ALTA PRESSÃO.....121
APÊNDICE H: AVALIAÇÃO DO CONDENSADOR DO *PUMPAROUND* DA ABSORVEDORA PRIMÁRIA 123
APÊNDICE I: CURVAS DO HEAD X EFICIÊNCIA DO COMPRESSOR DE GASES 125
APÊNDICE J: AVALIAÇÃO DOS PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS PARA O CASO QUE PROPÕE O AUMENTO DA VAZÃO DE RECICLO DE NAFTA CRAQUEADA.....127
APÊNDICE K: PROPOSTA ONDE APENAS A CORRENTE DE RECICLO DE NAFTA CRAQUEADA FAZ O RECONTATO COM A CORRENTE DE TOPO DA TORRE.....144
APÊNDICE L: AVALIAÇÃO DOS PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS PARA O CASO QUE PROPÕE O SISTEMA DE RECONTATO.....146
APÊNDICE M: AVALIAÇÃO DOS PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS PARA O CASO QUE PROPÕE A INSTALAÇÃO DE UM *CHILLER*.....157
APÊNDICE N: PROJETOS DOS RESFRIADORES FINAIS DE NAFTA CRAQUEADA.....168
APÊNDICE O: PROJETO DO CHILLER DO PUMPAROUND DA TORRE ABSORVEDORA PRIMÁRIA 170
APÊNDICE P: ANÁLISE ECONÔMICA DO CASO 1 171
APÊNDICE Q: ANÁLISE ECONÔMICA DO CASO 2.....172
APÊNDICE R: ANÁLISE ECONÔMICA DO CASO 3 173
APÊNDICE S: CONDIÇÕES DE SATURAÇÃO DO PROPENO 174
APÊNDICE T: FOLHA DE DADOS DO CONDENSADOR A AR 175
APÊNDICE U: RESUMO DO ARTIGO PUBLICADO NOS ANAIS DO XIX CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA - COBEQ 2012.....176
APÊNDICE V: RESUMO DO ARTIGO PUBLICADO NOS ANAIS DO RIO OIL AND GAS CONFERENCE 2012 177
APÊNDICE X: ESQUEMA SIMPLIFICADO DA SIMULAÇÃO DA SEÇÃO DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DE GASES.....178

1. INTRODUÇÃO

O propeno é uma das principais matérias primas petroquímicas e sua demanda vem crescendo rapidamente nos últimos anos (BEDELL et al., 2003). As projeções para o consumo de propeno nos próximos vinte anos também indicam crescimento constante no mercado mundial, o que se deve, principalmente, ao aumento da demanda por polipropileno (COUCH et al., 2007). Adicionalmente, o propeno também é usado para produzir acrilonitrila, óxido de propeno, cumeno, ácido acrílico, uma série de álcoois e outros produtos.

O processo de pirólise de nafta (*steam cracking*) existente nas Centrais Petroquímicas continua sendo a principal fonte de produção de propeno no mundo. Porém, neste processo o eteno é o produto principal, sendo o propeno apenas um subproduto reacional (BEDELL et al., 2003).

As unidades de Craqueamento Catalítico Fluido, ou FCC, existentes na maioria das refinarias de petróleo, são a segunda maior fonte de propeno no mundo e o mesmo é um subproduto da produção de gasolina, dos destilados médios e do GLP (BEDELL et al., 2003). Regiões no mundo com alta demanda por gasolina, a exemplo da América do Norte, são responsáveis pelas maiores participações na produção de propeno para uso como matéria prima na indústria petroquímica (COUCH et al., 2007).

Outras tecnologias, como metátese de olefinas e desidrogenação de propano, ainda representam uma parcela apenas minoritária na produção mundial de propeno, mas em breve poderão ser estratégicas para suprir o aumento desta demanda (BEDELL et al., 2003). Por outro lado, as projeções para os próximos anos indicam que o crescimento da produção de propeno via pirólise tende a ser menor do que o crescimento da demanda de eteno, criando um déficit na oferta deste produto (HOUDEK, 2005). Há duas principais razões para isto:

- as novas unidade de pirólise que estão sendo instaladas no Oriente Médio são predominantemente baseadas em gás natural, o qual apresenta rendimento de propeno menor que o obtido quando é utilizada nafta como matéria-prima;
- o uso do gás de xisto no mercado norte-americano, muito mais vantajoso economicamente, substitui as cargas líquidas também diminuindo a produção de propeno na pirólise.

Este déficit tende a aumentar no futuro dando oportunidades para as unidades de FCC e outras tecnologias suprirem o mercado de propeno. A Figura 1 apresenta uma projeção do crescimento da demanda de propeno e o aumento do percentual da participação de

sua produção através de *revamps* de unidades de FCC e ainda de novas unidades de FCC que operarão em modo de produção para maximização de petroquímicos.

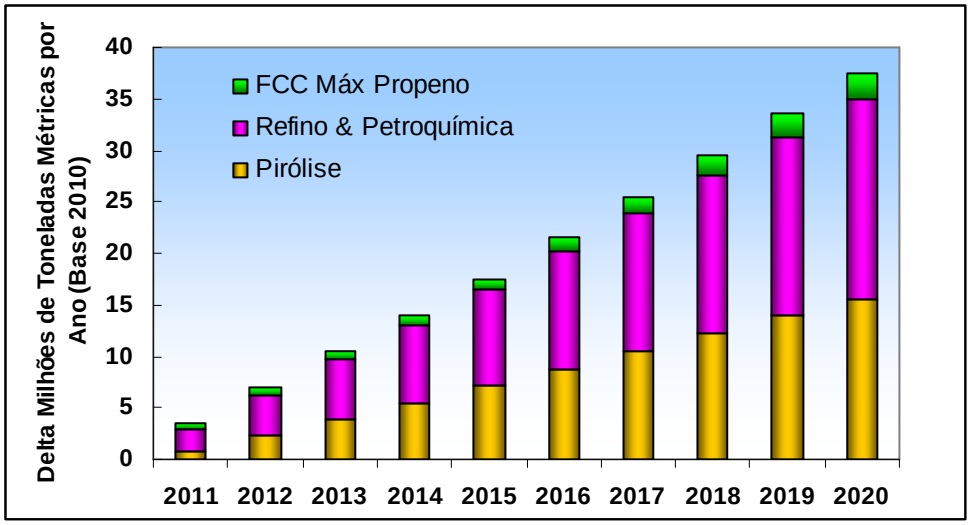


Figura 1 – Previsão de aumento da demanda de propeno por processo, FCC para maximização de propeno, refino e petroquímica, pirólise, em relação a 2010 (Fonte: CMAI 2010, World Light Olefins Analysis).

1.1. UMA OPORTUNIDADE PARA AS UNIDADES DE FCC

As unidades de FCC encontram-se em posição única para suprir este aumento na demanda por propeno devido à sua flexibilidade operacional. Embora sua principal aplicação, nas últimas décadas, tenha sido a produção de gasolina, a unidade de FCC é frequentemente explorada para maximizar outros produtos, tais como destilados médios ou GLP. A maximização da produção de GLP pode ser considerada um passo intermediário rumo ao modo de operação petroquímico, uma vez que proporciona maior produção de insumos para esta indústria (COUCH et al., 2007).

O rendimento médio de propeno nas unidades de FCC da Petrobras que operam com cargas oriundas da Bacia de Campos é cerca de 5% em peso em relação à carga fresca. Entretanto, algumas das novas unidades de FCC que serão construídas no mundo ao longo dos próximos dez anos produzirão rendimentos de propeno com valores tão altos quanto 20% em peso.

Não somente muitas das novas unidades de FCC serão projetadas para elevados rendimentos de propeno, mas Unidades existentes de FCC também podem tirar proveito da forte demanda de propeno com modificações para otimizar tanto a produção como a recuperação de propeno (COUCH et al., 2007).

São duas as maneiras para se aumentar a produção de propeno a partir de unidades de FCC existentes: 1) melhorar a capacidade de recuperação na seção de recuperação

de gases, e 2) aumentar a quantidade de propeno produzido no reator do FCC (COUCH et al., 2007).

Na seção de conversão, as questões que afetam o rendimento de propeno incluem: temperatura de reação, sistema catalítico, pressão parcial e total do sistema, relação catalisador óleo e o *hardware* do conversor. Já na seção de recuperação de gases o rendimento é afetado pelos seguintes fatores: desempenho do compressor de gases, projeto dos equipamentos, esquema do processo e condições de operação.

Na seção de conversão do FCC, onde ocorrem as reações de craqueamento catalítico, a elevação do rendimento de propeno sempre inclui aumento da severidade reacional, que pode ser obtido através de uma maior temperatura de reação, maior circulação de catalisador e maior temperatura de carga combinada. Além disso, o uso de aditivo catalítico à base de zeólita ZSM-5, que realiza a quebra de hidrocarbonetos na faixa da nafta em olefinas mais leves, é essencial. Adicionalmente, pode ser alterada a pressão parcial e total do reator e realizadas ainda algumas modificações no *hardware* do conversor. Estas alterações podem facilmente dobrar a produção propeno de 5% para 10% em peso em relação à carga fresca.

Porém, além da maximização da produção de propeno no reator, um segundo objetivo deve ser perseguido: o aumento da recuperação do propeno na seção de recuperação de gases. Alterações nas condições operacionais das torres de fracionamento e de absorção, especialmente a absorvedora primária, responsável pela maior parte da recuperação do propeno podem auxiliar nesta recuperação. Eventualmente, novos equipamentos podem ser instalados, tais como *chillers*, visando à melhoria do sistema de absorção.

Assim, devido a tendência de um real crescimento na demanda por propeno no mercado nacional, o trabalho teve como principal objetivo o de avaliar a adequação da seção de recuperação de gases de uma unidade de FCC da Petrobras, frente aos impactos que um novo perfil de rendimentos de produtos, onde se dobra a produção de propeno em relação à operação convencional, causaria sobre esta seção da unidade. A seguir é apresentado um breve conteúdo dos capítulos subseqüentes ao capitulo de introdução.

No segundo capitulo é apresentada uma revisão bibliográfica acerca de publicações cientificas que mencionam as modificações de processo e de projeto necessárias a unidades de FCC que visam à maximização da produção e recuperação de propeno.

O terceiro capítulo descreve o método para a obtenção do perfil de rendimento dos produtos para a unidade de FCC estudada, pela utilização de dados em planta piloto e dados de uma planta industrial, visando sempre à maximização de propeno.

No quarto capítulo são apresentadas as etapas para construção da modelagem matemática que melhor representasse a unidade de FCC estudada neste trabalho. Foram descritas tanto a metodologia para a construção da simulação da carga quanto para a simulação das seções de fracionamento e recuperação de gases.

No quinto capítulo foram listados os impactos causados na unidade pela introdução do novo perfil, assim como, quais seriam as mudanças operacionais e de projeto necessárias para minimizarem estes impactos. Também foi realizada uma verificação do desempenho do compressor de gases da unidade para o novo perfil de rendimento maximizando o propeno.

No sexto capítulo foram escolhidos três casos estudados neste trabalho para obtenção de uma estimativa inicial do custo do empreendimento caso a unidade de FCC venha a realizar no futuro um *Revamp* na seção de recuperação de produtos com o intuito de aumentar a produção e recuperação de propeno.

No sétimo capitulo faz-se uma breve conclusão dos principais resultados obtidos e para finalizar o trabalho, no oitavo capítulo, encontram-se as referencias bibliográficas utilizadas.

Nos Apêndices U e V estão apresentados os resumos dos artigos publicados sobre o trabalho apresentado nesta dissertação para o XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Química e no Rio Oil and Gas Conference, os dois eventos ocorridos no ano de 2012.

2. LEVANTAMENTO BIBLIOGRÁFICO

Devido a forte demanda por propeno e a capacidade de uma Unidade de FCC em alcançar elevados rendimentos deste produto, existe uma tendência em maximizar o rendimento de propeno tanto em unidades novas de FCC como em unidades existentes.

Segundo Couch et al. (2007), nos últimos anos, muitos refinadores vem mudando a operação de suas unidades de FCC para uma maior produção de propeno na faixa entre 7 a 10% peso em relação à carga da unidade. Dependendo da configuração original, esse aumento na produção de propeno pode exigir modificações tanto simples como complexas no conversor, na fracionadora principal e na seção de recuperação de gases da unidade de FCC.

Uma parte importante do estudo de *revamp* em uma UFCC com o objetivo de produzir maior quantidade de propeno é manter o equilíbrio entre a produção de propeno, sua recuperação e os custos das modificações para alcançar esse objetivo (COUCH et al., 2007):

Conforme citado anteriormente, existem duas maneiras de aumentar a produção de propeno a partir de unidades já existentes de FCC (COUCH et al., 2007): 1) melhorar a capacidade de recuperação de propeno na seção de recuperação de gases, e 2) aumentar a quantidade de propeno produzido no reator do FCC.

Neste trabalho o objetivo foi focado no primeiro item, isto é, melhorar a capacidade de recuperação de gases da unidade estudada.

Os principais fatores dos quais depende a produção de propeno na unidade de FCC são: o conversor, a compressão dos gases, a operação da seção de recuperação de produtos e o arranjo dos equipamentos do processo, sendo que os três primeiros fatores são independentes (GOLDEN et al., 2000).

Algumas das variáveis operacionais da seção de recuperação de gases que têm um efeito significativo sobre a recuperação do propeno são: pressão, temperatura de resfriamento, circulação de óleo leve na absorvedora e eficiência de absorção (COUCH et al., 2007).

A seguir, são apresentadas as modificações que podem tornar-se necessárias na operação e nos equipamentos de uma unidade de FCC cujo objetivo seja aumentar a produção e recuperação de propeno.

2.1. CONVERSOR DE UFCC

Por simplificação, as questões que afetam positivamente o rendimento de propeno na seção de conversão, são (GOLDEN et al., 2000):

- Temperatura de reação e relação catalisador / óleo;
- Sistema catalítico;
- *Hardware* do conversor.

2.1.1. Temperatura de reação e relação catalisador / óleo

O aumento da temperatura de reação aumenta diretamente o rendimento de propeno. Isto leva a uma maior produção de propeno, gás combustível e aumenta a produção de

gasolina até o ponto de sobrecraqueamento. Acima deste ponto, a quantidade de propeno produzido por unidade de conversão aumenta a medida que a gasolina é craqueada.

O aumento da vazão de gás combustível geralmente limita a temperatura de reação, devido principalmente, a restrições de capacidade existentes no compressor de gases. Quando a capacidade é o limitante, alcançar a maior conversão possível, minimizando o rendimento do gás, maximiza o rendimento de propeno.

Uma maior produção de gás combustível pode levar a uma redução na conversão ou até mesmo na vazão de carga, nenhum dos quais, é desejável do ponto de vista de otimização. Frequentemente, um ajuste na formulação do sistema catalítico pode levar a um menor rendimento de gás por unidade de aumento de conversão (GOLDEN et al., 2000).

Isto requer uma relação catalisador/ óleo máxima e uma temperatura de carga mínima para limitar a produção de gás combustível. Quanto menor a produção de gás combustível menor é a vazão de gás úmido e mais propeno pode ser comprimido. Uma menor produção de gás combustível também torna mais fácil a recuperação de propeno na absorvedora primária. (GOLDEN et al., 2000).

2.1.2. Sistema catalítico

A maximização de propeno pode ser obtida através do uso de catalisadores específicos para sua produção. O catalisador do craqueamento catalítico utiliza em sua composição grandes quantidades de zeólita Y. No entanto, quando é desejável deslocar o perfil de produção na refinaria de gasolina para GLP ou propeno, torna-se desejável a adição de outro tipo de zeólita na formulação catalítica, a ZSM-5. Desta forma, quando é necessário aumentar a produção de propeno utilizam-se duas zeólitas, a Y e a ZSM-5, sendo suas proporções ajustadas de acordo com a quantidade de propeno que se deseja produzir.

A ZSM-5 (Zeolite Socony Mobil) é um dos membros da família de zeólitas pentasil, denominadas desta forma por formarem anéis de 5 membros. O tamanho de poros das zeólitas é determinado pelo número de átomos de oxigênio que forma a abertura do poro e pela sua possível obstrução por cátions. Os poros da zeólita ZSM-5 consistem de anéis de dez átomos de oxigênio. Sua estrutura porosa é formada por dois tipos distintos de poros: canais retos com dimensões de 0,53 nm x 0,56 nm e interligados por canais sinuosos de 0,51 nm x 0,55 nm.

Desta maneira, devido às reduzidas dimensões dos poros desta zeólita, somente hidrocarbonetos lineares e mono-ramificados são capazes de penetrar na estrutura zeolítica, ganhar acesso aos sítios internos e reagir. A estrutura da zeólita ZSM-5 pode ser visualizada na Figura 2.

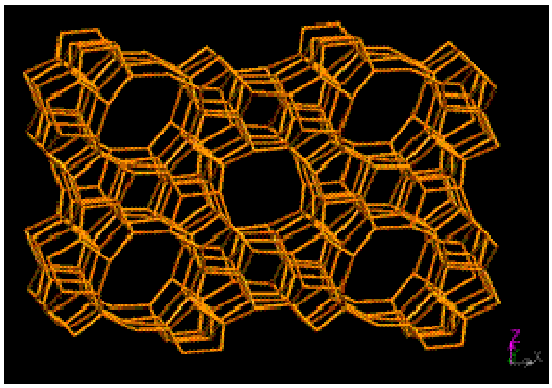


Figura 2 – Estrutura da zeólita ZSM-5.

A zeólita ZSM-5 é usualmente empregada em unidades industriais de FCC desde 1983, quando ocorreu sua primeira aplicação industrial. Naquele momento, a ZSM-5 era utilizada apenas com o objetivo de melhorar a qualidade da gasolina pelo aumento de sua octanagem. A melhoria de sua qualidade era obtida através da diminuição do volume de gasolina produzida, pois a ZSM-5 craqueia componentes com cadeias lineares e monometil ramificadas, principalmente as olefinas presentes na faixa da gasolina para gerar olefinas mais leves, tais como eteno, butenos e, principalmente, propeno, o que aumenta a concentração de aromáticos resultantes em sua composição, elevando consequentemente sua octanagem.

O sistema catalítico tem um alto impacto no rendimento de propeno. Um aumento na atividade do catalisador de equilíbrio aumenta o rendimento de propeno. Quando se deseja diminuir o grau de sobrecraqueamento da gasolina, o aumento da atividade do catalisador deve ser considerada. Uma maior atividade catalítica permite otimizar a temperatura de reação para aumentar o rendimento de propeno e manter o rendimento de gasolina em um patamar relativamente alto (GOLDEN et al., 2000).

Numerosos resultados de plantas-piloto e estudos em plantas comerciais mostram que a adição de aditivos a base de ZSM-5 pode aumentar o rendimento de propeno entre 80% a 100% (GOLDEN et al., 2000).

2.1.3. *Hardware* do conversor

Mudanças no *Hardware* da unidade e a introdução de avanços tecnológicos no reator podem causar um impacto relevante tanto no rendimento de propeno como no de gasolina. As mudanças realizadas na última década em dispersores radiais de carga, terminações avançadas de *riser* e sistemas de *quench* no reator, permitem otimizar a temperatura de reação e a performance do sistema catalítico para maximizar a produção e recuperação de propeno (GOLDEN et al., 2000).

O impacto no rendimento de propeno é uma função de vários fatores complexos, mas, em geral, a produção total de propeno será a mesma ou levemente menor se ocorrerem mudanças somente nos dispersores de carga (GOLDEN et al., 2000).

Dispositivos avançados de terminação de *riser* apresentam um maior impacto no rendimento de propeno. A justificativa comum para instalações destes dispositivos é a de reduzir o tempo de residência dos vapores de hidrocarboneto no interior do vaso separador. Isto reduz o craqueamento térmico que ocorre após o hidrocarboneto ser separado do catalisador. Geralmente, é necessário ajustar a formulação do catalisador e/ou aumentar a temperatura de reação para recuperar a perda de conversão que ocorre após a instalação destes dispositivos (GOLDEN et al., 2000).

A Injeção de *quench* líquido no final do *riser* pode ser visto algumas vezes como uma alternativa destas terminações de *riser*, porém, novamente, ajustes no catalisador e na temperatura de reação devem ser levados em consideração (GOLDEN et al., 2000).

Ao longo do desenvolvimento do trabalho não foi considerado qualquer alteração no *hardware* do conversor do FCC estudado, sendo considerado apenas, o aumento da temperatura de reação, relação catalisador / óleo e a mudança do sistema catalítico para que fosse possível gerar um perfil de rendimento de produtos maximizando a produção de propeno.

2.2. COMPRESSOR DE GASES

O aumento da produção de leves e de GLP causa o aumento da vazão volumétrica para o compressor de gases. No entanto, na maioria dos *revamps*, a pressão do vaso separador é normalmente aumentada para adequar o projeto dos ciclones dentro do limite físico do vaso separador existente. Este aumento resulta em um aumento da pressão na sucção do compressor, o que, muitas vezes, compensa a diminuição da massa molar na carga do compressor (COUCH et al., 2007).

Devido ao elevado custo de reposição de um compressor de gases, em muitos casos, as condições operacionais para um *revamp* são mantidas dentro da capacidade máxima do compressor existente.

Segundo Golden et al. (2000), quando se deseja aumentar a produção de propeno, é essencial maximizar o desempenho do compressor de gás úmido, o qual depende dos seguintes fatores:

- *Head* politrópico: uma redução do *head* politrópico aumenta a capacidade do compressor, isto é, aumenta a capacidade do compressor de admitir um maior volume de gás. As pressões de sucção e descarga também afetam a capacidade do compressor, porém, pequenas mudanças nestas pressões têm impactos diferentes no *head* e na sua capacidade. Uma pequena variação na pressão de descarga não tem um efeito tão significativo quanto um pequeno aumento na pressão de sucção do compressor, que reduz a razão de compressão e diminui o *head* politrópico, aumentando desta forma, a capacidade do compressor de gases.

$$Hp = T_1 \cdot (1545 / MW) \cdot Z_{avg} \cdot \left[(n/n-1) \cdot (P_2/P_1)^{n/n-1} - 1 \right]$$

$$onde \therefore (n/n-1) = (k/k-1) \cdot np$$

$Hp =$ *Head politrópico, ft*

$T_1 =$ *Temperatura de entrada do gás, ºR*

$MW =$ *Massa molar*

$Z_{avg} =$ *Fator de compressibilidade médio*

$P_2 =$ *Pressão de descarga, psia*

$P_1 =$ *Pressão de sucção, psia*

$n =$ *Constante do gás*

$k =$ *Razão Cp/Cv*

$np =$ *Eficiência politrópica*

- Pressão e temperatura de sucção do compressor: a massa específica e a vazão volumétrica de entrada determinam a vazão mássica do compressor, que limita, muitas vezes, a conversão da unidade e/ou a vazão de carga. Ao minimizar a vazão de gás úmido pelo aumento da pressão e redução da temperatura no vaso de topo da fracionadora principal, a capacidade do compressor é aumentada;

- Acionador do compressor: o consumo de energia pelo acionador é uma função da vazão mássica, do *head* politrópico e da eficiência do compressor. Limitações na potência deste equipamento podem afetar a capacidade e/ou a conversão de algumas unidades. E quanto menor a vazão de gás combustível e mais propeno é comprimido, maior será o consumo de energia pelo acionador. (GOLDEN et al., 2000).

A avaliação referente ao compressor de gases da unidade estudada encontra-se no capitulo 5, item 5.2, deste documento.

2.3. SEÇÃO DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DE GASES

De acordo com Couch et al. (2007), embora não existam duas unidades projetadas ou operadas exatamente da mesma forma, existem alguns limites de capacidade típicos que requerem modificações para permitir aumento da severidade ou aumento da capacidade das seções de fracionamento e de recuperação de gases; dentre estas estão:

2.3.1. Fracionadora Principal

Na maioria dos *revamps*, os limites de capacidade em torres fracionadoras podem ser aumentados com a substituição dos pratos convencionais por pratos de alta capacidade ou recheios. Esta mudança leva a uma redução na perda de pressão na torre e a um aumento na pressão de sucção do compressor, permitindo assim, um aumento na capacidade deste equipamento.

2.3.2. Integração Energética com a Fracionadora

Tipicamente uma das etapas mais complexas de um *revamp* é um projeto adequado de integração energética entre a fracionadora principal e a seção de recuperação de gases do FCC. Diferentes cenários de troca de calor com a fracionadora são normalmente identificados para que se permaneça dentro dos limites da fracionadora principal e para que sejam reduzidas as modificações nos demais equipamentos (COUCH et al., 2007).

Vale citar que neste trabalho a integração energética entre a fracionadora principal e a seção de recuperação de gases não foi explorada.

2.3.3. Óleo de Absorção

O óleo de absorção também conhecido como “lean oil” é a corrente de nafta craqueada, produto de fundo da torre desbutanizadora do FCC, que é reciclada como carga da torre absorvedora primária para realizar a absorção dos compostos de C_3^+ na corrente de gás combustível. Normalmente, esta é a primeira variável a ser ajustada durante uma *revamp* visando o aumento da recuperação de propeno (COUCH et al., 2007).

Neste trabalho está sendo considerado que a corrente de C_3^+ é composta por moléculas de 3, 4, 5 e 6 átomos de carbono que compreende os seguintes componentes puros: propano, propeno, isobutano, n-butano, 1-buteno, isobuteno, trans-2-buteno, cis-2-buteno, 1,3-butadieno, isopentano, n-pentano, benzeno e n-hexano.

Neste trabalho esta variável foi uma das primeiras a serem utilizadas para reverter a alta perda de compostos C_3^+ no gás combustível verificada após a alteração do perfil de rendimento de produtos. Inicialmente este aumento foi realizado até a capacidade de projeto da bomba e posteriormente acima deste valor considerando a troca deste equipamento. Os resultados estão descritos no capitulo 5.

2.3.4. Temperatura da água de resfriamento

Para rendimentos de propeno abaixo de 12% em peso na carga, um esquema tradicional com água de resfriamento é geralmente suficiente para atender a recuperação de propeno desejada. Um sistema de água refrigerada pode ser aplicado caso a unidade tenha outras limitações que não possam ser superadas. Entretanto esta alternativa requer um maior investimento (GOLDEN et al., 2004).

Apesar da indicação na literatura para a utilização de *chillers* para rendimentos na carga acima de 12% em peso, foi testada a utilização de *chillers* na seção de recuperação, e no capitulo 5, item 5.3.3, são apresentados os resultados e a indicação de quais serviços a utilização deste sistema seria mais vantajoso para a unidade.

2.3.5. Absorvedora primária

A maior parte do propeno produzido é recuperada na corrente de vapor que alimenta o fundo da torre absorvedora primária e, quanto menor a temperatura do óleo de absorção, maior a razão líquido/vapor (L/V) e maior a pressão de operação nesta torre, maior será a

recuperação de propeno. Desta forma, as mudanças operacionais necessárias na absorvedora primária para aumentar esta recuperação são:

- Aumentar o reciclo de nafta desbutanizada para manter a recuperação. A alimentação líquida para a absorvedora primária consiste de nafta instabilizada, oriunda do vaso de topo da fracionadora principal, e reciclo de nafta desbutanizada. A medida que a severidade da unidade é aumentada para aumentar a produção de olefinas leves, a vazão de nafta instabilizada diminui devido ao sobrecraqueamento da gasolina, logo, a quantidade de reciclo de nafta desbutanizada deve ser aumentada para manter a recuperação dos compostos de C_3^+ no gás combustível. O reciclo de nafta desbutanizada pode absorver mais C_3 e C_4, porque é mais pobre que a nafta instabilizada, ou seja, não contém C_4 e componentes mais leves (GOLDEN et al., 2004);
- Maximizar a pressão de operação da absorvedora até o limite do compressor de gases;
- Diminuir as temperaturas das alimentações líquidas e gasosas para a absorvedora, podendo ser instalado permutadores para alcançar este objetivo;
- Substituir os pratos convencionais por pratos de alta capacidade ou recheios também pode aumentar a eficiência de absorção da torre;
- Dessa forma, conclui-se que a recuperação de propeno na absorvedora primária requer altas pressões, baixas temperaturas, uma quantidade suficiente de óleo leve e remoção de calor do sistema (GOLDEN et al., 2004).

A única mudança operacional não explorada foi a maximização da pressão de descarga do compressor de gases, já que a mesma foi mantida inalterada no desenvolvimento do trabalho, no valor de 19,51 kgf/cm² abs.

2.3.6. Absorvedora primária versus Retificadora

Barletta e Fulton (2004) sugeriram uma mudança no arranjo típico das colunas de retificação e na absorvedora primária, de um arranjo com duas colunas separadas, por um arranjo de uma única coluna, na qual estão presentes uma seção de retificação, na parte inferior, e uma seção de absorção, na parte superior.

Nesse arranjo, o líquido que deixa a absorvedora escoa diretamente para o topo da seção de retificação e o vapor que deixa esta seção escoa diretamente para a absorvedora. Devido ao vapor de topo da retificadora e o líquido do fundo da absorvedora

escoarem pela parte interna da torre, eles não são resfriados. Assim, o projeto de uma única coluna é energeticamente mais eficiente e possui menor custo de operação do que o arranjo com duas colunas independentes. Porém, o projeto com uma única coluna torna mais difícil a operação sem altas perdas de C_3^+ para o gás combustível; além de favorecer a formação de água livre no topo da retificadora. Pelas razões apresentadas, este tipo de arranjo não foi testado neste trabalho, por não se mostrar vantajoso em termos de absorção de compostos C_3^+ no gás combustível.

2.3.7. Absorvedora Secundária

Tem como função recuperar componentes da nafta que não recuperados na absorvedora primária, além de melhorar a recuperação do GLP no gás combustível. As variáveis são as mesmas da Absorvedora Primária. Como o óleo de absorção retorna para a fracionadora a uma temperatura mais baixa, a absorção que ocorre na absorvedora secundária funciona como um refluxo circulante para a fracionadora.

2.3.8. Vaso de Alta Pressão

A temperatura de operação do vaso de alta pressão determina a vazão de alimentação da corrente gasosa para as absorvedoras, a temperatura de operação da absorvedora primária e determina a recuperação de propeno assumindo que todas as outras variáveis estão fixas. Logo, quanto maior a temperatura de operação no vaso de alta maior será a perda de propeno no gás combustível, isto se nenhuma outra variável for alterada.

2.3.9. Desvantagens do Modo de Operação Maximizando Propeno

A seguir são listadas algumas das desvantagens de se operar um FCC maximizando propeno (COUCH et al., 2007):

- Uma baixa pressão parcial de hidrocarbonetos para maximizar a seletividade ao propeno requer o uso de vapor adicional para a redução da pressão de operação do vaso separador. Esta quantidade a mais de vapor injetada pode vir a onerar a operação dos condensadores de topo da fracionadora principal;
- O aumento da produção de GLP e dos produtos líquidos de baixa massa molar aumentam os custos de compressão pela redução da capacidade do

compressor, e com isso, aumento do consumo de energia requerido pelo acionador da máquina;

- Como grande parte da nafta é convertida em olefinas leves, este produto torna-se mais rico em benzeno e aromáticos, dificultando a mistura diretamente ao *pool* de gasolina. Desta forma, não só a operação buscando maximizar propeno reduz a produção de nafta, como também, na maioria dos casos, a desvaloriza. O limite máximo de benzeno na gasolina comum é de 1% em volume e de aromáticos é de 45 % em volume.

3. OBTENÇÃO DO PERFIL DE RENDIMENTOS DOS PRODUTOS MAXIMIZANDO PROPENO

A etapa inicial do trabalho foi o de gerar um perfil de rendimento dos produtos para uma unidade de FCC da Petrobras visando a maximização de propeno. Atualmente, das 14 unidades de FCC da Petrobras, apenas 3 não fracionam a corrente de C3 para a produção de propeno. Apesar deste elevado número de unidades, nenhuma destas explora a capacidade das unidades de FCC para maximizar a produção de propeno.

O estudo foi realizado para uma única unidade na qual tem possibilidade de comercializar o propeno excedente produzido, caso no futuro venha a ser realizada uma *revamp* na Unidade com este propósito.

Para prever um possível aumento no rendimento de propeno da Unidade de FCC escolhida, se fez necessário a realização de testes em uma unidade piloto de FCC da Petrobras.

A DCR (*Davison Circulating Riser*) é uma unidade piloto de craqueamento equipada com um reator pseudo-adiabático e de uma seção para regeneração contínua do catalisador, um desenho esquemático encontra-se na Figura 3. Tal como numa unidade industrial, uma válvula gaveta, conhecida por válvula slide que controla o fluxo de catalisador, possibilitando o atendimento da demanda térmica do *riser*. A circulação de catalisador pode ser ajustada pela alteração na temperatura de carga combinada (TCC).

A temperatura do regenerador, que não é adiabático, é mantida constante num valor pré-definido. O regenerador trabalha em combustão total com excesso de oxigênio no gás de combustão. Devido a perda de calor entre o regenerador e a entrada do *riser*, são usadas resistências elétricas na linha de transferência de catalisador regenerado para seu

aquecimento. Desta forma, o catalisador regenerado chega à entrada do *riser* na mesma temperatura que estaria na fase densa do regenerador.

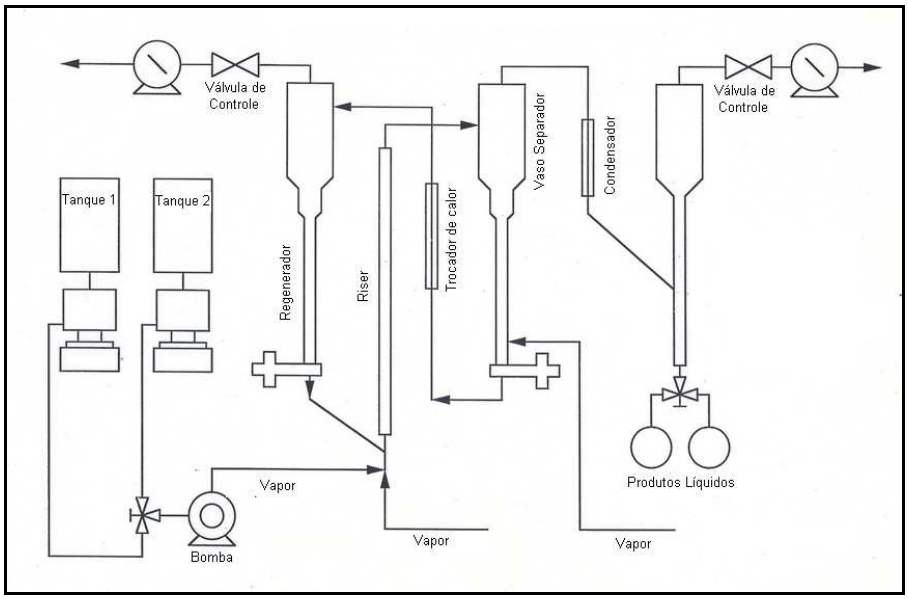


Figura 3– Desenho Esquemático da DCR

Com a utilização deste equipamento foi possível prever um perfil de rendimento de produtos a partir do aumento de severidade do reator, isto é, aumento da temperatura de reação (TRX), relação catalisador óleo e temperatura de carga combinada (TCC). Juntamente com o aumento da severidade também foi possível avaliar o efeito na mudança do sistema catalítico da Unidade com a utilização do aditivo ZSM-5 ao catalisador.

A carga utilizada durante a realização dos testes na planta piloto foi 100 % gasóleo pesado oriundo de um petróleo da Bacia de Campos, com características semelhantes a carga utilizada na Unidade em estudo, já o catalisador comercial apresentava em sua composição 40% do aditivo ZSM-5 e foi misturado em diferentes proporções com catalisador de equilíbrio proveniente da mesma Unidade. Foram realizadas ao todo 38 corridas na planta onde foram avaliadas duas temperaturas de reação, 545 e 560℃ com diferentes teores de ZSM-5 na mistura: 0, 2, 4, 8, até 12% em peso. Durante os testes a temperatura de carga variou entre 120 e 370℃.

O caso estudado consiste em analisar quais as mudanças a serem realizadas na UFCC pela mudança do perfil de rendimento de produtos pela elevação da temperatura de reação, de 545℃ e sem a presença de ZSM-5 no ca talisador, para uma temperatura de 560℃ e 4% de ZSM-5 no inventário catalítico. Um resumo sobre os rendimentos dos produtos obtidos pela planta piloto estão apresentados de forma resumida na Tabela 1.

Tabela 1- Perfis de Rendimentos Teóricos

Colunas	1	2	3	4	5	6
Perfis	Perfil de Rendimentos (% peso) (1)	Perfil de Rendimentos (% peso) (2)	Perfil de Rendimentos (% peso) (3)	Perfil de Rendimentos (% peso) (4)	Delta de Rendimentos (2) – (1)	Delta de Rendimentos (3) – (2)
TRX (℃)	545	560	560	560	-	-
% ZSM-5	0	4	8	12	-	-
Gás Ácido	0,2	0,2	0,2	0,2	0,0	0,0
Gás Comb. sem Eteno	2,2	2,3	2,2	2,1	0,1	-0,1
Eteno	1,1	1,7	2,0	2,2	0,6	0,3
Alcanos do GLP	3,4	3,8	3,9	3,9	0,4	0,1
Propeno	4,9	9,6	10,9	11,7	4,7	1,3
Iso-buteno	1,8	2,7	2,9	3,1	0,9	0,2
Butenos lineares	4,7	5,3	5,7	5,9	0,6	0,4
Nafta Craqueada	44,0	40,0	37,2	34,9	-4,0	-2,8
LCO	15,4	15,0	14,9	14,8	-0,4	-0,1
ODEC	14,9	12,0	12,8	13,8	-2,9	0,8
Coque	7,4	7,4	7,4	7,4	0,0	0,0
Total	100,0	100,0	100,0	100,0	-	-

(1): e-cat UFCC Petrobras, TRX= 545 ^{o}C com 0% ZSM-5; (2): e-cat UFCC Petrobras, TRX= 560 ^{o}C com 4% ZSM-5; (3): e-cat UFCC Petrobras, TRX= 560 ^{o}C com 8% ZSM-5; (4): e-cat UFCC Petrobras, TRX= 560 ^{o}C com 12% ZSM-5.

Vale lembrar que os perfis apresentados na Tabela 1 são os rendimentos teóricos dos produtos da unidade e representam os produtos gerados no conversor do FCC, isto é, antes de serem alimentados na seção de fracionamento e recuperação de gases. Desta forma, devido a limitações do processo, sempre ocorrem perdas entre as frações apresentadas na Tabela 1 durante a separação dos produtos na unidade.

De acordo com as informações da Tabela 1, partindo do perfil (1) para o perfil (2), ou seja, a elevação da temperatura de reação de 545 para 560℃ associada ao aumento do conteúdo de ZSM-5 no catalisador proporciona a obtenção de um ganho no rendimento de propeno de 4,67 % em peso. O aumento adicional de ZSM-5 de 4% para 8%, perfil (2) para perfil (3), contribui com uma elevação de apenas 1,26 % em peso de propeno. Uma nova elevação no conteúdo de ZSM-5 para 12%, no perfil (4) fornece um ganho ainda mais reduzido.

O aumento incremental de propeno é sempre acompanhado de um aumento da produção de correntes mais pesadas (ODEC), que possuem menor valor de mercado, e diminuição da corrente de nafta craqueada, destinada ao *pool* de gasolina. Desta forma, foi escolhido o caso de estudo descrito no perfil (2) com conteúdo de 4% de ZSM-5 no catalisador e temperatura de reação de 560℃, pois além de proporcionar uma elevação significativa no rendimento de propeno, fornece um perfil de produtos mais equilibrado,

com baixa produção de correntes líquidas pesadas e ainda otimiza o uso da zeólita ZSM-5, cujo custo é mais elevado que o do catalisador de FCC com zeólita Y.

É possível observar nesta primeira análise que com o aumento da temperatura de reação de 545 para 560 ºC, juntamente com a adição de 4% em peso de ZSM-5 no inventário que o percentual de propeno praticamente dobrou em relação ao valor original. Esta análise pode ser corroborada pelo Figura 4.

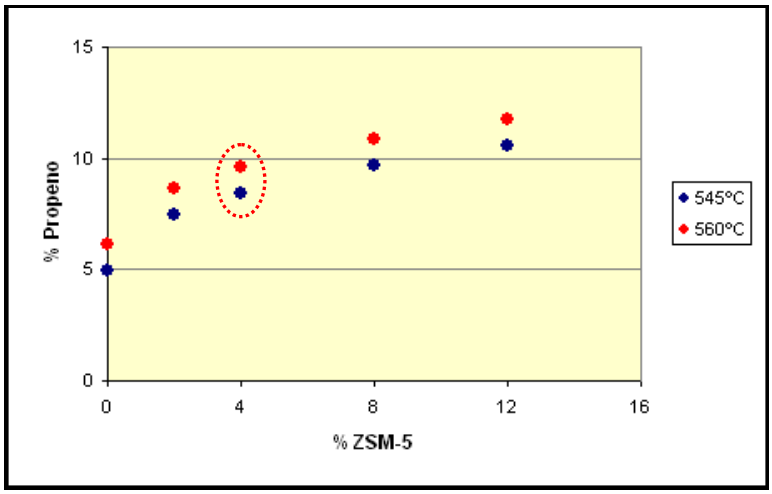


Figura 4– Gráfico de % Propeno x ZSM-5

A temperatura de reação de 545ºC utilizada como valor inicial para este estudo pode ser considerado um valor de operação médio, ou padrão, nas unidades de FCC da Petrobras que visam o modo de operação para produção de gasolina.

Porém, a Unidade de FCC estudada nunca apresentou em seu histórico valores neste patamar, em todas as suas campanhas sempre operou com temperaturas bem abaixo da média. Conforme a Figura 5 é possível verificar que dentro de um período de 10 anos, a unidade vem mantendo uma média de temperatura de reação próxima a 530ºC.

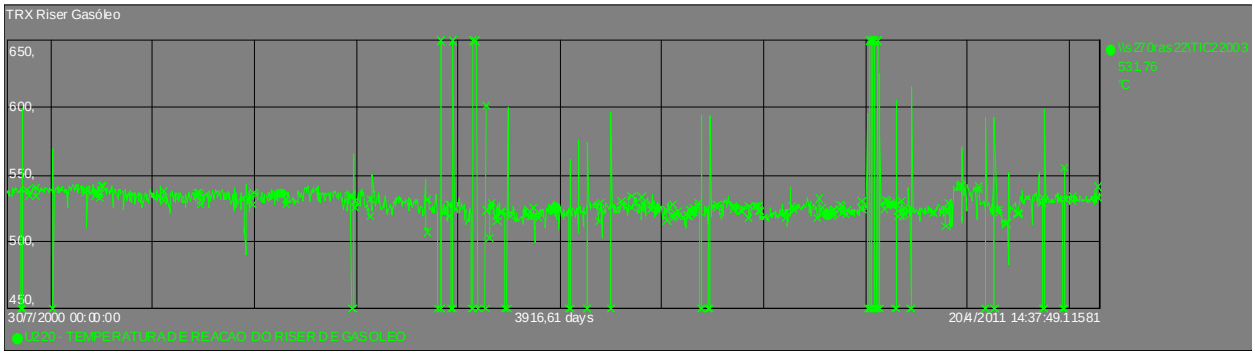


Figura 5– Gráfico da temperatura de reação do *riser* de gasóleo ao longo dos anos

Pelo fato de não existirem históricos da Unidade operando com temperaturas de reação próximas a 545ºC, foi utilizado o simulador de processos da Petrobras Simcraq^{OT} para obtenção de um perfil de rendimento para esta temperatura. O Simcraq^{OT} é uma ferramenta integrada de simulação e otimização, destinado à avaliação e projeto de conversores de unidades de craqueamento catalítico fluido da Petrobras.

A utilização do simulador Simcraq^{OT} se fez necessária para que fosse possível confrontar o perfil da unidade de FCC em estudo operando com TRX=545ºC e 0% de ZSM-5, com o perfil de rendimento gerado em planta piloto para esta mesma condição.

Inicialmente, o simulador foi ajustado para representar as principais variáveis operacionais da unidade de FCC obtidas durante o dia 04/02/2010, tais como, temperaturas de fase densa e diluída, relação catalisador/óleo, conversão, vazão de ar para o soprador etc. Neste dia de operação a unidade operou com 100% gasóleo pesado e 0% de aditivo no catalisador, semelhante ao caso base considerado pela planta piloto.

A primeira simulação realizada no Simcraq^{OT} (**simulação 1**) tentou apenas igualar as variáveis de processo obtidas no dia 04/02/2010, isto foi possível devido ao ajuste dos parâmetros que tem como objetivo adequar o modelo matemático do simulador à realidade industrial específica. As simulações seguintes foram realizadas com o intuito de se alcançar o perfil de rendimentos com uma temperatura de reação em 545ºC.

A **simulação 1** igualou a temperatura de reação obtida no dia 04/02/2010 e posteriormente foi elevada em 5ºC, para 539ºC (**simulação 2**), e finalmente acrescida em 6ºC, para 545ºC (**simulação 3**). O aumento de temperatura em patamares ajuda a identificar a necessidade de algum ajuste de parâmetro no modelo matemático do simulador. Os resultados obtidos estão presentes na Tabela 2, vale citar que a primeira coluna da Tabela 2 está composta pelos valores obtidos na unidade de FCC no dia 04/02/2010, já os valores subseqüentes foram frutos de seguidas simulações.

Tabela 2 – Resultados das Simulações no Simcraq^{OT}

Principais Resultados	Dia 4/2/2010	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
TRX, ºC	534	**534**	**539**	**545**
Relação catalisador/óleo, % peso	5,40	5,48	5,49	5,48
Conversão, % peso	71,91	71,60	73,34	75,37
Conversão, % vol.	74,07	72,68	74,46	76,54
Circulação de catalisador, t/h	1508,71	1530,72	1534,17	1532,10
Temperatura da fase densa, ºC	728,70	729,20	729,82	731,50
Temperatura de fase diluída, ºC	723,90	724,40	725,00	726,70
Vazão de ar úmido, kNm³/h	149,60	163,54	164,52	164,60
Ar/Coque(peso)	10,78	11,15	11,15	11,15
Calor de combustão, BTU/lb	12848	13297	13294	13287
Massa molar dos gases de combustão	28,74	28,81	28,82	28,82
Razão H/coque calculada, % peso	5,71	5,70	5,70	5,68

A seguir, na Tabela 3, são apresentados os parâmetros ajustados no Simcraq^{OT} para cada simulação. O ajuste da primeira simulação foi o mais importante já que para as outras, a grande parte dos parâmetros foi mantida constante.

Tabela 3 – Parâmetros de Ajuste

Parâmetros de Ajuste	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
Correção da eficiência de retificação, mol/mol	-0,18	-0,18	-0,18
Parcela aditiva de coque, % peso	1,13	**1,10**	**1,10**
Correção do fator de carga, % peso	-2,00	-2,00	-2,00

Para manter a temperatura da fase densa no patamar aceitável pela unidade, a parcela aditiva de coque foi reduzida em apenas 0,03 nas simulações 2 e 3, o único parâmetro modificado. No simulador existem mais dois parâmetros além dos listados na Tabela 3 que podem ser alterados, porém, a correção da eficiência de retificação juntamente com a parcela aditiva de coque e a correção do fator de carga são, na maioria dos casos, suficientes para a adequação do balanço de energia do conversor. A seguir, uma breve explicação sobre o significado dos parâmetros:

- Correção da eficiência de retificação: representa a correção do valor *default* ou o fornecido pelo usuário do coeficiente de equilíbrio do retificador. Aumentando o valor deste parâmetro, aumenta a eficiência de retificação com consequente redução do teor de hidrogênio no coque e do coque devido aos hidrocarbonetos arrastados pelo retificador, provocando o resfriamento do regenerador;
- Parcela aditiva de coque: representa a porcentagem que se deve acrescentar ao coque calculado via outros mecanismos, expresso em % peso em relação à carga fresca;
- Correção do fator de carga: representa o erro decorrente das analises de laboratório, da inadequação do método a qualidade de carga ou operação da Unidade fora da validade dos modelos.

Não foi possível através do simulador atingir os valores de ar do *blower* registrados pelo medidor de vazão de ar da unidade estudada. Pelo fato do simulador estar representando bem as condições térmicas do conversor, isto é, temperaturas de fase densa e fase diluída do regenerador, indicadas na Tabela 2, foi levantada a possibilidade de haver algum problema neste instrumento de medição de ar. Normalmente, os instrumentos de temperatura são mais confiáveis em relação à consistência dos valores medidos.

A Tabela 4 apresenta os perfis de rendimentos que foram gerados no Simcraq^{OT} para as diferentes simulações. Conforme apresentado, o rendimento de gás combustível na simulação 1 (5,60 % peso) foi considerado elevado para a condição de TRX= 534ºC quando comparado com os dados do dia 04/02/2011. Naquele dia, esta mesma variável apresentou um valor de 4,78 % em peso.

Comparando os resultados com dados operacionais de unidades industriais, o simulador apresentou valores conservativos para o rendimento do gás combustível, e por esta razão, foi realizada a correção deste valor nas simulações **1, 2 e 3**, para 80% do valor original fornecido pelo simulador.

Tabela 4 – Rendimentos Teóricos Obtidos pelo Simcraq

Rendimentos teóricos (% peso)	**Dia 4/2/2010**	**Simulação 1 corrigida**	**Simulação 2 corrigida**	**Simulação 3 corrigida**
Gás sulfídrico	0,52	0,26	0,26	0,26
GC	4,78	**4,56***	**5,19***	**6,04***
GLP	13,88	13,79	14,13	14,52
Gasolina C5-220℃	46,43	46,38	47,12	47,85
Gasóleos	28,10	28,40	26,66	24,63
Coque	6,30	6,61	6,65	6,71
Total	100,0	100,0	100,0	100,0

* 80% do valor original do Simcraq

Houve uma segunda correção no perfil de rendimentos da simulação 3 para enquadrar o gás ácido. Foi considerado o maior valor entre o obtido no simulador (0,26 % peso) e o dia 04/02/2010 (0,52 % peso), sendo definido então o valor final de 0,52 % em peso. O valor de 0,26 % em peso obtido pelo simulador se manteve constante para os três casos de simulação. Com a substituição deste valor foi necessário normalizar os rendimentos dos produtos, e o resultado está apresentado na primeira coluna da Tabela 5 (simulação 3 normalizada).

O perfil de rendimentos dos produtos obtido pela simulação 3 normalizada, gerada pelo Simcraq^{OT}, passou a ser o perfil de rendimentos que representava a unidade de FCC em estudo operando com TRX em 545ºC e 100% gasóleo na carga, sem a utilização de aditivo ao catalisador. Logo, este passou a ser o perfil base do estudo ao invés do caso base obtido inicialmente pela unidade piloto. Esta decisão foi tomada porque o perfil obtido através do uso do Simcraq^{OT} gerou valores mais aderentes em relação a uma unidade industrial.

Para que fosse possível chegar a um perfil de rendimentos da unidade de FCC em estudo operando com uma TRX em 560ºC e 4% em peso de ZSM-5 no inventário

catalítico a partir do perfil base gerado pelo Simcraq^{OT}, os deltas resultantes entre os perfis de rendimentos (1) e (2) obtidos pela unidade piloto, apresentados nas Tabela 1 e 5, foram adicionados ao perfil de rendimento gerado pela simulação 3 normalizada.

Esta ação foi tomada pelo fato do simulador Simcraq^{OT} não ser capaz de prever o efeito do aditivo ZSM-5 ao inventário catalítico. O perfil de rendimentos final realizada a partir da metodologia empregada está apresentada conforme Tabela 5.

Tabela 5 – Obtenção do Rendimento Teórico Final

Rendimentos teóricos (% peso)	**Simulação 3 Normalizada**	**Delta entre os perfis de rendimentos (1) e (2) da unidade piloto**	**Perfil Final com TRX= 560ºC (4 % em peso de ZSM5)**
Gás sulfídrico	**0,52**	**0,00**	**0,52**
GC	6,02	**0,71**	**6,73**
GLP	14,47	**6,65**	**21,12**
Gasolina C5-220℃	47,72	**-4,07**	**43,65**
Gasóleos	24,56	**-3,29**	**21,27**
Coque	6,71	**0,00**	**6,71**

Vale lembrar que tanto os perfis de rendimentos apresentados na Tabela 1 quanto na Tabela 5, são rendimentos teóricos e representam os produtos gerados no conversor do FCC, isto é, antes de serem alimentados na seção de fracionamento e recuperação de gases. Desta forma, haverão perdas entre as frações apresentadas nas Tabelas durante a separação dos produtos na unidade.

A Figura 6 serve apenas como um resumo esquemático para exemplificar a estratégia que foi escolhida para se chegar ao novo perfil de rendimentos para a UFCC estudada, apresentando um passo a passo de como as escolhas foram tomadas e quais dados foram utilizados para se chegar ao perfil de rendimentos dos produtos com TRX=560ºC e 4% em peso de ZSM-5 no inventário catalítico.

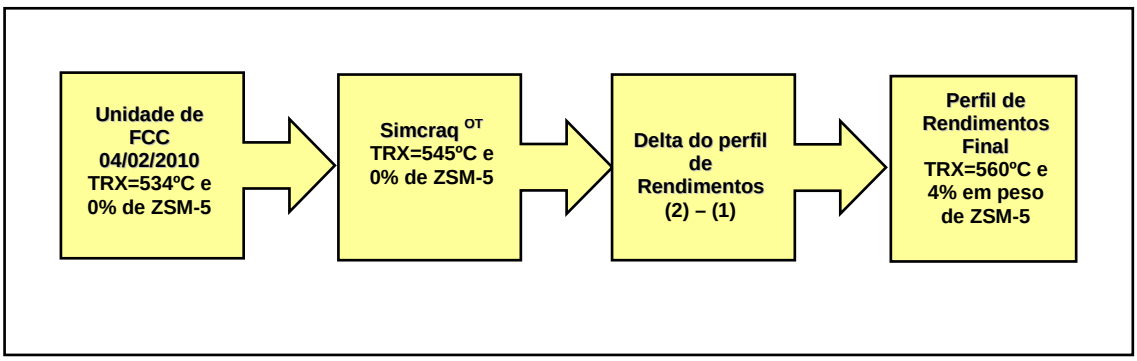


Figura 6– Estratégia para obtenção do perfil de rendimentos final

4. MODELAGEM MATEMÁTICA DA SEÇÃO DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DE GASES DA UFCC

Uma segunda etapa deste trabalho foi identificar os principais impactos na seção de fracionamento e recuperação de gases da unidade da Petrobras designada para o estudo a partir do perfil final de rendimentos apresentado na Tabela 5. Para isto, foram elaboradas uma série de simulações e a primeira delas foi a simulação do dia 04/02/2010, dia no qual, um teste foi realizado na unidade e os produtos foram analisados propiciando o fechamento do balanço de massa e energia para este dia. A segunda simulação utilizou como base aquela criada para o dia 04/02/2010 e a partir deste ponto a carga foi substituída pelo perfil de rendimentos final.

Porém, antes de iniciar as simulações foi realizado um rigoroso levantamento de toda a instrumentação da unidade para apoiar a construção do modelo matemático da unidade. Na tentativa de buscar o período mais estável de operação durante a realização do teste, foi calculada a média de um período de 4 horas, entre 10h00min e 14h00min do dia 04/02/2010, por ter se mostrado o período com a menor variação de carga para a Unidade. Este levantamento de dados foi realizado com ajuda do *software PI-Process Book*, que funciona como um banco de dados armazenando informações registradas ao longo do tempo de todos os instrumentos de medição da unidade. As planilhas com estas informações estão apresentadas no Apêndice A.

A simulação do dia 04/02/2010 foi utilizada apenas para a montagem e convergência dos módulos da simulação, assim como, do ajuste das propriedades químicas e físicas dos processos que envolvem a unidade de FCC.

Todas as simulações deste trabalho foram criadas utilizando o Petrox, simulador de processos estacionários da Petrobras. Este simulador tem sido amplamente utilizado pela Petrobras durante a execução de projetos e *revamps* de várias unidades de produção, assim como, acompanhamento e melhoria de processos da Companhia.

Como estratégia de simulação, a carga da seção de fracionamento foi montada a partir das correntes dos produtos, mas de forma separada da simulação que engloba toda a seção de fracionamento e recuperação de gases. Estas correntes alimentam um flash nas condições de entrada do fundo da torre fracionadora principal, tentando representar desta forma, os vapores que deixam o vaso separador do FCC e alimentam o fundo da torre através da linha de transferência.

A vazão da carga da unidade, assim como dos produtos, foi mantida a mesma registrada pelo *software PI* para o dia 04/02/2010. Para a simulação em que utilizou o

perfil final de rendimentos apresentada na Tabela 5, utilizou-se para fins comparativos, a mesma vazão mássica da carga da unidade registrada no dia 04/02/2010. Inicialmente foi criada a simulação do dia 04/02/2010, para que fosse possível ajustar os perfis de vazões, temperaturas, pressões, modelos termodinâmicos para a simulação seguinte que utilizou o perfil de rendimento apresentado na Tabela 5.

De acordo com os valores apresentados na Tabela 6, o aumento da temperatura de reação e o aumento da atividade catalítica do inventário de FCC, em relação ao dia 04/02/2010, ocasionaram no aumento da concentração de componentes leves, principalmente GLP, já que é nesta fração que o propeno e butenos vão estar contidos. A Tabela 6 e a Figura 7 comparam o perfil final de rendimentos gerado com o perfil obtido no dia analisado:

Tabela 6- Perfil e Vazões Finais dos Produtos

Rendimentos teóricos (% peso)	Dia 04/02/2010	Vazões Mássicas (kg/h)	Perfil de Rendimentos Final (% peso)	Vazões Mássicas Finais (kg/h)
Gás sulfídrico	0,52	1460	0,52	1460
GC	4,78	13352	6,73	18825
GLP	13,88	38807	21,12	59050
Gasolina C5-220℃	46,43	129827	43,65	122033
LCO	13,85	38719	11,71	32738
ODEC	14,25	39833	9,56	26741
Coque	6,30	17603	6,71	18753
Total	100,0	279600	100,0	279600

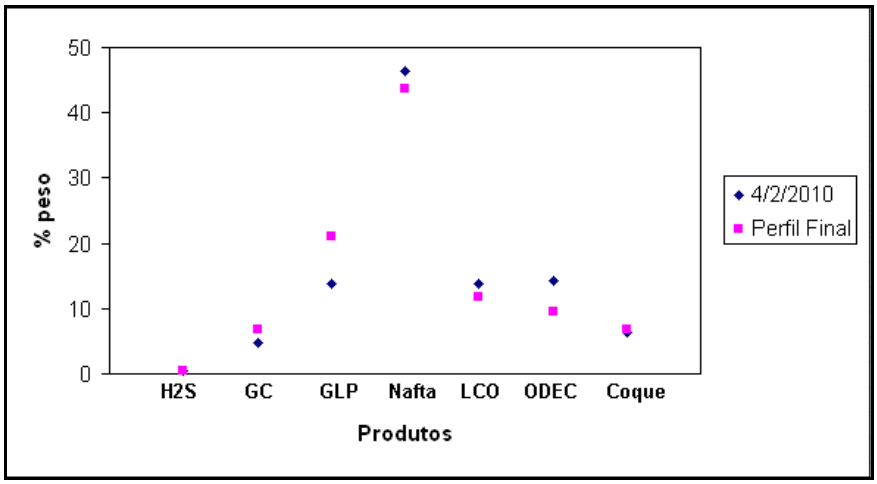


Figura 7 – Comparação Entre os Perfis de Rendimentos

4.1. SIMULAÇÃO DA CARGA DA UFCC PARA O NOVO PERFIL

Inicialmente foram adicionados a simulação os componentes puros que fizeram parte da composição da carga para o dia 04/02/2010, e que se concentram nas correntes de gás ácido, inertes, gás combustível e GLP. Os componentes puros utilizados foram os seguintes:

Tabela 7 – Componentes Puros

Componentes Puros	
1	água
2	hidrogênio
3	oxigênio
4	nitrogênio
5	monóxido de carbono
6	dióxido de carbono
7	sulfeto de hidrogênio
8	metano
9	etano
10	eteno
11	propano
12	propeno
13	isobutano
14	n-butano
15	1-buteno
16	isobuteno
17	trans-2-buteno
18	cis-2-buteno
19	1,3-butadieno
20	isopentano
21	n-pentano
22	benzeno
23	n-hexano

Na simulação da carga, foram utilizados os mesmos componentes puros, exceto do 20º ao 23º componente, já que as correntes dos produtos foram compostas por rendimentos teóricos e o 1,3-butadieno é o componente mais pesado do GLP. A Nafta, o LCO e o óleo decantados são caracterizados a partir de curvas de destilações e suas respectivas densidades.

Idealmente, os dados dos leves deveriam coincidir com a curva PEV (Ponto de Ebulição Verdadeiro) da nafta, com o leve de maior ponto normal de ebulição interceptando a curva na % equivalente. Como nem sempre isto ocorre, em todos os casos, deve-se compatibilizar os leves com as primeiras frações da PEV.

As correntes que compõem a carga da fracionadora principal do FCC são: vapor d'água, inertes, gás ácido, gás combustível, GLP, nafta craqueada, óleo leve de reciclo (LCO) e óleo decantado.

Apesar do coque ser um produto do conversor de FCC este não faz parte da carga da fracionadora principal, já os inertes são resultantes da combustão do coque no regenerador e são arrastados para a fracionadora principal junto com os outros produtos.

Outra corrente que aparece em grande quantidade na carga da fracionadora é a água resultante dos vapores d'água que são injetados em diferentes pontos no *riser*, no vaso separador e no retificador. As vazões de vapor estão explicitadas na Tabela 8. A quantidade de vapor d'água total injetada para o dia 04/02/2010 foi de aproximadamente 18,5 t/h. Apenas por uma questão de arredondamento foi considerado uma vazão de 20,0 t/h.

Tabela 8 – Vapor D'água

Vapor D'água_04/02/2010	t/h
Vapor de aceleração	4,0
Vapor de dispersão	5,8
Vapor de retificação	5,6
Vapor de domo	0,6
Vapor de aeração	2,5
Total	18,5

O valor do gás ácido fornecido pelo Simcraq foi substituído pelo valor obtido no dia 04/02/2010, procurou-se manter o valor mais conservativo, isto é, o maior valor obtido entre as duas opções. A totalidade desta corrente é referente a 100% de H_2S e equivale a 1460 kg/h.

Para obtenção da corrente de Inertes, foi realizada uma rodada no Simcraq com TRX em 560℃ para que fosse possível obter os valores a proximados da vazão e composição dos gases de combustão, circulação de catalisador e arraste de inertes. A partir dos dados levantados e do fator de empobrecimento de N_2 (Apêndice B) obteve-se a seguinte composição de inertes arrastados apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 – Composição dos Inertes

Componentes	Base seca (% peso)	W (kg/h)
CO	7,8	165
CO2	29,5	623
N2	62,7	1324
O2	0,0	0,32
TOTAL	100,0	2112

Para obtenção da composição do gás combustível (GC) foram utilizados os valores resultantes da rodada do Simcraq com TRX=545ºC (Simulação 3 Normalizada), posteriormente houve correção do H_2S e a normalização do perfil. Em seguida, foram adicionados os diferenciais dos ganhos de rendimento obtidos experimentalmente e apresentados na Tabela 1 (5ª coluna). A metodologia utilizada para obtenção do rendimento teórico detalhado do gás combustível está apresentada na Tabela 10. O gás combustível teórico é composto por hidrogênio, metano, etano e eteno.

Como o delta obtido experimentalmente para o gás combustível foi de + 0,71, e somente o acréscimo do eteno foi de +0,61, os outros 0,10 restantes foram divididos entre o hidrogênio, metano e etano de forma igualitária.

Tabela 10 – Perfil de Rendimento Detalhado do Gás Combustível

Gás Comb.	Simcraq: TRX= 545ºC c/ correção do H2S e Normalizada	Deltas obtidos experimentalmente	Perfil Detalhado do GC	Vazões mássicas por componente do GC
Componente	% peso/carga	% peso/carga	% peso/carga	W (kg/h)
Hidrogênio	0,10	+ 0,10÷3	0,14	381
Metano	2,49	+ 0,10÷3	2,52	7045
Etano	2,05	+ 0,10÷3	2,08	5818
Eteno	1,39	+ 0,61	2,00	5584
Total	6,02	+ 0,71	6,73	18827

A metodologia utilizada para obtenção do rendimento teórico detalhado do GLP foi semelhante ao do gás combustível e está apresentada na Tabela 11. Conforme já comentado, os resultados experimentais apresentaram um ganho de GLP em 6,65 pontos percentuais, porém, só o ganho de propeno representa 70% deste valor (4,67).

Tabela 11 – Perfil de Rendimento Detalhado do GLP

GLP	Simcraq Simulação(3): TRX= 545ºC c/ correção do H2S e Normalizada	Deltas obtidos experimentalmente	Perfil Detalhado do GLP	Vazões mássicas por componente do GC
Componentes	% peso/carga		% peso/carga	W (kg/h)
Propano	1,47	+ 0,46÷3	1,62	4535
Propeno	3,38	+ 4,67	8,05	22517
Iso-butano	3,55	+ 0,46÷3	3,71	10359
Normal butano	1,20	+ 0,46÷3	1,35	3771
Buteno 1	1,12	+ 0,69÷4	1,29	3616
Iso-buteno	1,63	+ 0,83	2,46	6886
Buteno 2-trans	1,21	+ 0,69÷4	1,38	3870
Buteno 2-cis	0,86	+ 0,69÷4	1,04	2898
1,3 Butadieno	0,04	+ 0,69÷4	0,21	597
Total	14,47	+ 6,65	21,12	59049

Para as correntes líquidas da unidade, isto é, nafta, LCO e óleo decantado foi utilizada a estratégia de partir da curva de destilação obtida no dia 04/02/2010 e retirar o corte teórico destes produtos.

No caso da nafta, foram retiradas as parcelas de compostos leves equivalente ao GLP e de compostos mais pesados que a nafta que neste caso é basicamente o LCO. Esta mesma estratégia foi repetida tanto para o LCO como para o óleo decantado.

Tabela 12 – Obtenção da Curva Teórica da Nafta Craqueada

Curva 1		Curva 2		Curva 3		Curva 4	
Curva PEV - 04/02/2010		Curva PEV s/ leves e pesados		Curva PEV - Normalizada		Curva PEV - Final	
% vol.	ºC	% vol.	ºC	% vol.	ºC	% vol.	ºC
0,0	-9,7	-	-	-	-	-	-
4,4	**9,0**	0,0	9,0	0,0	9,0	0,0	9,0
10,0	27,2	5,6	27,2	6,0	27,2	10,0	35,5
30,0	68,3	25,6	68,3	27,2	68,3	30,0	74,0
50,0	110,9	45,6	110,9	48,4	110,9	50,0	114,5
70,0	153,8	65,6	153,8	69,6	153,8	70,0	155,0
90,0	196,7	85,6	196,7	90,9	196,7	90,0	195,0
98,5	**221,1**	94,2	221,1	100,0	221,1	100,0	221,1
100,0	225,3	-	-	-	-	-	-

A curva PEV da nafta craqueada obtida experimentalmente no dia 04/02/2010 está representada na Tabela 12, curva 1. De acordo com a equação (1), obtida por Eric, R. Pierce, DALISON CATALAGRAM, número 58, 1979, página 20, Appendix I – Gasoline Cut Point Adjustments, foi estimado que 4,4 % em volume correspondem aos componentes C4 na nafta. A equação (1) deve ser utilizada somente quando a PVR da nafta apresentar um valor maior ou igual a 40,54 kPa ou 0,413 kgf/cm². Como no dia

04/02/2010 a PVR foi de 0,585 kgf/cm², o corte teórico inicial da nafta calculado passou a ser de 9ºC na PEV.

$$\%vol.C_4 = 25{,}44 * PVR - 10{,}5151 \qquad (1)$$

Foi considerado que o ponto final da nafta seria 221,1 ºC na PEV, com isto, 1,46 % em volume da curva representam os compostos mais pesados da nafta, isto é, LCO. O valor de 221,1 ºC como ponto final na PEV é considerado um valor convencional para caracterizar a nafta craqueada em unidades industriais. A curva 2 foi construída a partir da curva 1, porém, sem a presença dos leves e pesados, e com os novos pontos iniciais e finais de ebulição. A curva 3, foi obtida normalizando a curva 2 para que o ponto inicial e final variasse entre 0 e 100 % em volume. A curva 4 nada mais é do que uma curva sobreposta a curva 3, para que fosse possível identificar quais temperaturas seriam equivalentes as porcentagens volumétricas de 0, 10, 30, 50, 70, 90 e 100% em volume na PEV.

As curvas 1, 3 e 4 da Tabela 12, foram representadas em azul, rosa e amarelo respectivamente na Figura 8.

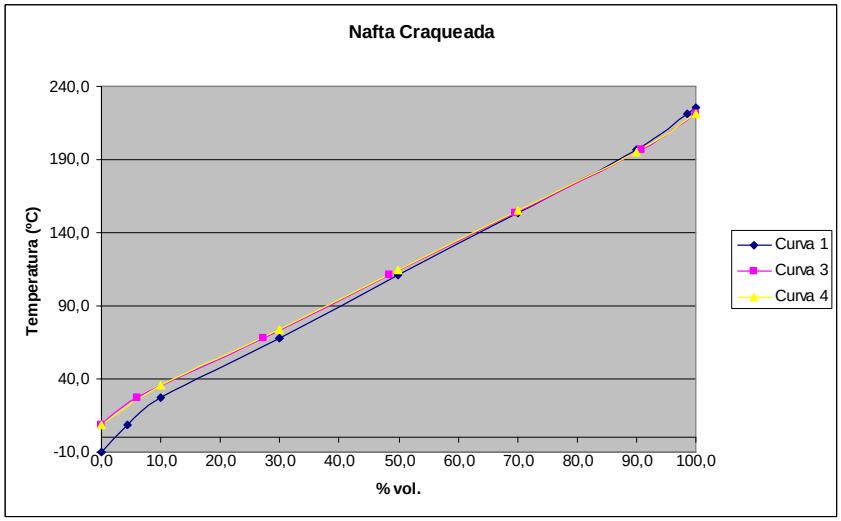


Figura 8 - Curva de Destilação Teórica da Nafta Craqueada

Para o LCO foi calculado que 9,9 % em volume representam os componentes mais leves, isto é, nafta craqueada, porque o ponto inicial de ebulição do LCO foi o ponto final da nafta em 221,1 ºC. Já o ponto final do LCO foi considerado em 343,3 ºC, com isto, a parcela dos componentes mais pesados, o óleo decantado, representou cerca de 10 % em volume. O valor de 343,3 ºC como ponto final na PEV é considerado um valor convencional para caracterizar o LCO em unidades industriais. A metodologia utilizada

para obtenção da curva teórica da nafta craqueada foi repetida para o LCO e para o óleo decantado.

Na Tabela 13 estão contidas as informações da curva de destilação do LCO para o dia 04/02/2012 (curva 5), a curva 6 é a curva 5 sem a presença de leves e pesados, a curva 7 é a curva 6 normalizada e a curva 8 representa a curva teórica do LCO sobreposta a curva 7.

As curvas 5, 7 e 8 da Tabela 13, foram representadas em azul, rosa e amarelo respectivamente na Figura 9.

Tabela 13 – Obtenção da Curva Teórica do LCO

Curva 5		Curva 6		Curva 7		Curva 8	
Curva PEV - 04/02/2010		Curva PEV		Curva PEV - Normalizada		Curva PEV - Final	
% vol.	PEV ºC	% vol.	ºC	% vol.	ºC	% vol.	ºC
0	161,7	-	-	-	-	-	-
9,9	**221,1**	0,0	221,1	0,0	221,1	0,0	221,1
10	221,8	0,1	221,8	0,2	221,8	10,0	235,4
30	255,2	20,1	255,2	25,3	255,2	30,0	261,1
50	278,9	40,1	278,9	50,5	278,9	50,0	279,0
70	307,9	60,1	307,9	75,6	307,9	70,0	301,0
89,4	**343,3**	79,5	343,3	100,0	343,3	90,0	328,5
90	344,5	-	-	-	-	100,0	343,3
100	363,1	-	-	-	-	-	-

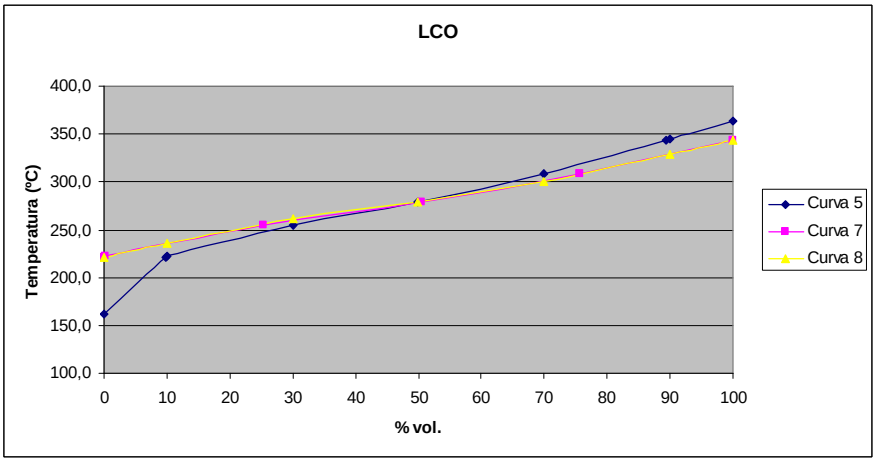


Figura 9 – Curva de Destilação Teórica do LCO

Finalmente, foi calculado que os componentes mais leves que o óleo decantado representam 0,64 % em volume, isto porque, o ponto inicial de ebulição do OD foi o ponto final do LCO em 343,3 ºC. Na Tabela 14 estão contidas as informações da curva de destilação do óleo decantado para o dia 04/02/2012 (curva 9), a curva 10 é a curva 9 sem a presença dos leves, a curva 11 é a curva 10 normalizada e a curva 12 representa a curva teórica do OD sobreposta a curva 11.

As curvas 9, 11 e 12 da Tabela 14, foram representadas em azul, rosa e amarelo respectivamente na Figura 10.

Tabela 14 - Obtenção da Curva Teórica do Óleo Decantado

Curva 9		Curva 10		Curva 11		Curva 12	
Curva PEV - 04/02/2010		Curva PEV		Curva PEV - Normalizada		Curva PEV - Final	
% vol.	PEV ºC	% vol.	ºC	% vol.	ºC	% vol.	ºC
0	342,2	-	-	-	-	-	-
0,64	**343,3**	0,0	343,3	0,0	343,3	0,0	343,3
10	359,1	9,4	359,1	9,4	359,1	10,0	360,2
30	391,4	29,4	391,4	29,5	391,4	30,0	393,2
50	419,8	49,4	419,8	49,7	419,8	50,0	421,0
70	458,2	69,4	458,2	69,8	458,2	70,0	459,0
90	548,3	89,4	548,3	89,9	548,3	90,0	548,5
100	580,2	99,4	580,2	100,0	580,2	100,0	580,2

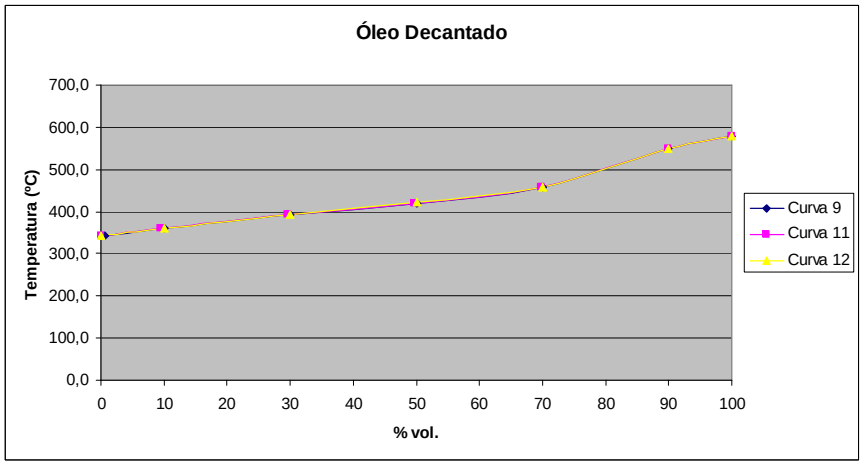


Figura 10 - Curva de Destilação Teórica do Óleo Decantado

Além das vazões e curvas de destilações também é necessário fornecer, como dado de entrada, as densidades para caracterizar as correntes líquidas que compõem a carga da fracionadora principal na simulação. Na Tabela 15, estão presentes as informações obtidas no dia 04/02/2010 que auxiliaram no cálculo das densidades destes produtos.

Seguindo o mesmo procedimento realizado com as curvas de destilação da nafta, LCO e óleo decantado, as densidades também precisam ser corridas para retirada das parcelas pertencentes aos compostos mais leves e mais pesados de cada produto.

Tabela 15 – Informações Complementares dos Produtos Líquidos

Frações	Nafta	LCO	OD
Destilações de 04/02/2010	D-86	D-86	D2887
PIE	33,3	190,6	329,4
10 % vol.	54,5	238,3	351,4
30 % vol.	79,1	256,7	388,2
50 % vol.	110,5	271,8	419,8
70 % vol.	146,4	294,1	456,4
90 % vol.	186,7	326,7	525,6
PFE	208,3	343,4	585,2
d 20/4 ℃	0,761	0,966	1,084
d 60/60 ℉	0,765	0,970	-
PEMV, ℃	115,4	277,5	-
K_W	11,60	10,28	-
PVR (kPa/ kgf/cm2)	57,8/ 0,585	-	-

As curvas de destilação ASTM D-86 para a nafta, LCO e a curva de destilação Simulada apresentadas na Tabela 16 são as mesmas que originaram as curvas 1 em PEV nas Tabelas 12, 13 e 14, respectivamente. Foram utilizados os procedimentos 3A1.1 e 3A3.1, obtidos no capítulo 3 do API Technical Data Book, 5ª edição de 1994, para converter as curvas ASTM D-86 e a curva simulada D2887 em PEV , respectivamente.

As densidades $d_{20/4℃}$ foram as obtidas experimentalmente para o dia 04/02/2010, e as densidades $d_{60/60℉}$ foram obtidas via equação (4). O Ponto de Ebulição Médio Volumétrico (PEMV) foi calculado a partir da equação (2), e obtido pelo API Technical Data Book, 1997, capitulo 2, página 1, equação (2-0.3). Os valores de K_w foram obtidos mediante utilização da equação (3), obtida no API Technical Data Book, 1997, capitulo 2, página, 2, equação (2-0.8). E neste caso, foi utilizado o PEMV calculado em ℃ e transformado em ℉ para ser utilizado na equação (3). Já a PVR da nafta foi obtida via análise experimental.

Tabela 16 - Obtenção da Densidade Teórica da Nafta

Correntes	%vol.	$d_{20/4}$
C4 na corrente de Nafta Craqueada	4,37	0,577
LCO na Nafta Craqueada	1,46	0,933
Análise obtida no dia 04/02/2010	100,00	0,761
Densidade Teórica da Nafta	94,17	0,767

A partir das informações apresentadas na Tabela 16, foi possível obter a densidade da curva teórica resultante pela exclusão das parcelas de compostos leves e pesados encontrados na nafta.

Para a densidade dos compostos C4 contidos na nafta craqueada foi considerado um valor típico de 0,577. A densidade da parcela do LCO presente na nafta foi obtida pela equação do fator de caracterização de Watson, equação (3), que é utilizada para obtenção de densidades de frações líquidas de petróleo.

O valor do ponto de ebulição mediano (PEMe) da parcela de LCO contida na nafta foi obtido a partir da média entre o ponto final de ebulição (PFE) na PEV da curva da nafta no dia 04/02/2010 (225,3ºC), e o valor teórico do PFE (221,1ºC) estipulado para a nafta craqueada.

$$PEMV = \frac{T_{10} + T_{30} + T_{50} + T_{70} + T_{90}}{5} \qquad (2)$$

$$K_W = \frac{(PEMe)^{1/3}}{d_{60/60}} \qquad (3)$$

$$d_{20/4} = 0{,}99905 * \sqrt{(d_{60/60})^2 - 0{,}00495} \qquad (4)$$

$PEMV$ = Ponto de ebulição médio volumétrico, ℃

$T_{10}, T_{30}, T_{50}, T_{70}, T_{90} =$ Temperaturas relativas aos 10, 30, 50, 70 e 90% recuperados pela destilação ASTM.

K_W = Fator de caracterização de Watson

$d_{20/4}$ = Densidade da fração @ 20/4℃

$d_{60/60}$ = Densidade da fração @ 60/60℉

$PEMe$ = Ponto de ebulição mediano da fração, ℉

Para o LCO e ODEC foram adotados os mesmos procedimentos para obtenção das densidades das curvas teóricas destes produtos. A Tabela 17 apresenta os valores calculados.

Tabela 17 - Obtenção da Densidade Teórica do LCO e do Óleo Decantado

LCO	**%vol.**	**d20/4**
Nafta no LCO	9,9	0,808
Óleo decantado no LCO	10,6	1,004
Análise de 04/02/2010	100,0	0,966
Densidade Teórica	79,5	0,981
Óleo Decantado	**%vol.**	**d20/4**
LCO no OD	0,64	0,9729
Análise de 04/02/2010	100,0	1,084
Densidade Teórica	99,4	1,084

Além de gerar a corrente da carga da fracionadora esta simulação também tem como objetivo gerar a curva dos pseudocomponentes que caracterizam a nafta e as correntes mais pesadas que compõem a carga da fracionadora principal.

Usualmente considera-se um rendimento máximo de cada pseudocomponente de 1% em volume. Um número pequeno de pseudos pode resultar em grande variação nos rendimentos dos produtos para pequenas variações de especificações. Por outro lado, um número muito elevado resultará em cálculos adicionais no simulador com dispêndio desnecessário de tempo.

Após a geração dos pseudocomponentes, para cada corte, deve-se comparar a curva PEV ou ASTM gerada com a fornecida nos dados de entrada. Se existiram diferenças estas devem ser minimizadas principalmente nos pontos 5% e 95% de cada curva. Se necessário o número de pseudocomponentes pode ser aumentado.

As correntes líquidas que compõem a carga entram na simulação como correntes de petróleo, neste caso, foram fornecidas as curvas de destilações na PEV calculadas, assim como, as densidades teóricas $d_{20/4ºC}$.

Para a caracterização das frações dos pseudocomponentes no simulador foi utilizado o método TWU devido sua faixa de aplicação mais ampla. Este método foi desenvolvido pela SIMSCI para coincidir com o método do API Technical Data Book para componentes com ponto de ebulição entre 149 e 427 ºC, obtendo-se uma melhor coincidência com os dados de campo disponíveis, tanto acima quanto abaixo desta faixa de temperatura.

A escolha das correlações para determinação de propriedades de frações de petróleo não é uma tarefa simples, considerando-se a grande quantidade já publicada. No *PETROX* existem valores *default* escolhidos a partir de recomendações da literatura ou de comparações feitas no próprio Centro de Pesquisas da Petrobras. Para a estimativa da massa molecular das frações foi escolhido o método do API Technical Data Book, considerada a melhor correlação e é o *default* do Petrox.

A última etapa da preparação da carga da fracionadora foi realizar um *flash* isotérmico nas condições de temperatura e pressão do fundo da fracionadora com as correntes caracterizadas anteriormente. As mesmas são introduzidas em um *flash* isotérmico nas seguintes condições: 558℃ e 2,31 kgf/cm² abs. A temperatura de reação considerada pelo estudo foi de 560℃, porém, considerou-se uma perda de calor de 2℃ na linha de transferência que liga o topo do vaso separador do reator e a seção de fundo da fracionadora principal.

A Figura 11 apresenta o fluxograma gerado na parte gráfica do simulador para o arquivo referente a carga da fracionadora principal.

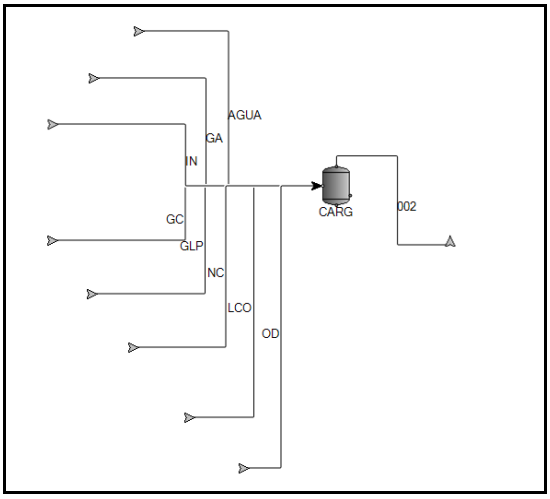


Figura 11 – Flash da Carga

Apenas recapitulando, as correntes que fizeram parte da carga da fracionadora principal do FCC foram: vapor d'água (AGUA), inertes (IN), gás ácido (GA), gás combustível (GC), GLP (GLP), nafta craqueada (NC), óleo leve de reciclo (LCO) e óleo decantado (OD). As siglas em parênteses foram utilizadas para identificação das correntes na simulação apresentadas na Figura 11.

4.2. ESCOLHA DO PACOTE TERMODINÂMICO

O melhor método termodinâmico sempre será aquele que apresentar a melhor concordância com a realidade. Para as simulações da carga da fracionadora e das seções de fracionamento e recuperação de gases foi utilizado o pacote *default* do Petrox.

Conforme citado anteriormente o método de cálculo de equilíbrio de fases escolhido foi a opção *default* que é o bifásico, ou seja, equilíbrio líquido-vapor ou equilíbrio líquido-líquido vapor simplificado, sendo a segunda fase líquida formada por água pura. O

método de equilíbrio é o de Soave-Redlich-Kwong. As versões utilizadas pelo Petrox para as equações de estado de Soave (Soave, G. Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state. Chemical Engineering Science, 27(6) 1197-1203 June 1972.) e Peng-Robinson (Peng, D-Y., Robinson, D. B. A new two-constant equation of state. IEC Fundamentals 15(1), 59-64, Feb 1976.) são as originais.

Para a água, a distribuição na fase rica em hidrocarbonetos é calculada pela correlação de Kabadi-Danner (Kabadi, V. N., Danner, R. P. A modified Soave-Redlich-Kwong equation of state for water-hydrocarbon phase equilibria. IEC Process Design & Dev. 24(3), 537-541, July 1985.). É desprezada a solubilidade dos hidrocarbonetos na fase líquida aquosa, ou seja, caso exista uma fase aquosa, esta é considerada água livre.

O PETROX possui um banco de dados de coeficientes de interação binária (kij) para muitos pares de compostos puros tabelados. Para representar as interações entre hidrocarbonetos e água são utilizados os coeficientes propostos por Kabadi-Danner (1985).

O programa utiliza correlações generalizadas para determinar os coeficientes de interação binária, mas se o usuário desejar melhor representar o equilíbrio de uma mistura, em situações especiais, o programa permite que ele use valores próprios de kij, em substituição aos existentes no banco interno.

O método de cálculo para entalpia e entropia default é o de Lee Kesler. O método de Lee-Kesler (Lee, B. I., Kesler, M. G. A generalized thermodynamic correlation based on three-parameter corresponding states. AIChE Journal, 21(3), 510-527, May 1975) é baseado no princípio dos estados correspondentes a três parâmetros e emprega uma equação de estado BWR modificada (Bennedict, M., Webb, G.B. , Rubin, L.C., An Empirical Equation for Thermodynamic Properties of Light Hydrocarbons and Their Mixtures. J. Chem. Phys., 8, 334, 1940) para o cálculo da entalpia e da entropia residuais. Quando se selecionam os métodos de Lee-Kesler, SRK ou Peng-Robinson para entalpia/entropia, as correntes de água livre e as fases aquosas e correntes mistas têm sua entalpia determinada pelas Steam Tables (ASME Steam Tables — Thermodynamic and Transport Properties of Steam, 4th Edition, 1979, The American Society of Mechanical Engineers, New York, 146 págs.).

O método *default* para calculo da massa específica da fase vapor é o de Lee-Kesler e a opção do método para cálculo de massa específica da fase líquida é a de Rackett (Rackett, H. G. Calculation of the bubble-point volumes of hydrocarbon mixtures. Journal of Chemical and Engineering Data 16(3) 308-312, July 1971), caso as condições da mistura estiverem fora da validade do método escolhido, o programa escolherá outro

método, sendo avisado no final do relatório de saída do programa. A ordem da escolha segue a seguinte ordem: 1) Rackett, 2) Costald, 3) Ely-Hanley, 4) Lee-Kesler, 5) Soave-Redlich-Kwong, 6) Peng-Robinson, 7) Aminas, este último sendo utilizado apenas para correntes com aminas.

O método para o cálculo da viscosidade do líquido é o de TWU (Twu, C. H. An internally consistent correlation for predicting the critical properties and molecular weights of petroleum and coal-tar liquids. Fluid Phase Equilibria 16(2) 137-150, April 1984), se as condições da mistura estiverem fora da faixa de validade do método escolhido, o programa escolherá outro método, neste caso será o de Ely-Hanley (Ely, J. F., Hanley, H. J. M. Prediction of transport properties 1–Viscosity of fluids and mixtures. IEC Fundamentals 20(4) 323-332, Nov 1981; 2–Thermal conductivity of pure fluids and mixtures. Ibid, 22(1), 90-97, Feb 1983). No caso de correntes de água pura, o método usado será sempre um específico para este composto, baseado nas publicações de Bruges-Gibson (Bruges, E. A., Gibson, M. R. Dynamic Viscosity of Compressed Water to 10 Kilobar and Steam to 1500℃. Journal Mechanical Engineering Science, 11(2), 189-205, 1969), ASME (ASME Steam Tables — Thermodynamic and Transport Properties of Steam, 4th Edition, 1979, The American Society of Mechanical Engineers, New York, 146 págs.) e HTFS (HTFS — Heat Transfer and Fluid Flow Service, HTFS Handbook, Vol 4: Physical Properties – PD9: Transport properties of saturated steam and water, Oct 1985, 2 págs.). Se houver água dissolvida na corrente orgânica será feita uma correção para levar em conta este efeito no caso dos métodos API (API Research Project 44 — Data on hydrocarbons and related compounds. A&M Press, College Station, Texas, 1974), API97 e TWU.

Para o método de cálculo da viscosidade do vapor, caso existam correntes de vapor d'água, o método utilizado será sempre um específico para este composto, publicado por Bruges-Gibson, ASME ou HTFS, caso a água esteja dissolvida na corrente orgânica será feita uma correção para levar em conta seu efeito no caso dos métodos API e API97. O método *default* é o API.

O método para cálculo de Condutividade Térmica do Líquido pode ser escolhido dentre as opções fornecidas pelo simulador, porém, se as condições da mistura estiverem fora da validade do método escolhido, o programa escolherá outro método, neste caso como a opção *default* é o método da Kellogg (Kellogg Technical Data Book, Section D The M.W. Kellogg Company, Figure D 4.200, 1972), os métodos de cálculos testados na sequencia são: TEMA (TEMA Standards — Tubular Exchanger Manufacturers Association. 7th Edition, New York, 1988, 224 págs.) e API.

O método para cálculo de Condutividade Térmica do Vapor *default* é o método do API, caso haja qualquer problema no cálculo com este método, o programa muda o método para Ely-Hanley (Ely, J. F., Hanley, H. J. M. Prediction of transport properties 1–Viscosity of fluids and mixtures. IEC Fundamentals 20(4) 323-332, Nov 1981; 2–Thermal conductivity of pure fluids and mixtures. Ibid, 22(1), 90-97, Feb 1983). No caso de correntes de vapor d'água o método utilizado será sempre o do ASME. Se houver água dissolvida na corrente orgânica, será feita uma correção para levar em conta este efeito no caso do método API.

Para a tensão superficial de correntes líquidas o método de cálculo definido é o API, caso haja qualquer problema no cálculo o programa muda para o método de Brock-Bird-Miller (Brock, J.R., Bird, R. B. Surface tension and the principle of corresponding states. AIChE Journal 1(2), 174-177, Jan 1955). No caso de correntes de água pura o método utilizado será sempre o do ASME. Se houver água dissolvida na corrente orgânica, o simulador faz uma correção para levar em conta este efeito no caso do método API.

Foram definidos também a base de entalpia do gás ideal, o método para cálculo de temperaturas e pressões pseudocríticas, e a modelagem do cálculo dos parâmetros de solubilidade e fator acêntrico de frações de petróleo para a correlação de Grayson-Streed (Grayson, H. G., Streed, C. W. Vapor-liquid equilibria for high temperature, high pressure hydrogen-hydrocarbon systems. Proc. of the Sixth World Petroleum Congress— Section III, Frankfurt, June 1963, 223-245.).

A correlação de Grayson-Streed para o cálculo de equilíbrio líquido-vapor utiliza os parâmetros de solubilidade e os fatores acêntricos na determinação das constantes de equilíbrio. Para frações de petróleo, estes parâmetros eram obtidos por correlações que não levavam em conta o fato de a fração ser leve ou pesada. Foi introduzida a opção de se determinar os referidos parâmetros a partir de correlações específicas para frações pesadas, que aprimora os cálculos envolvendo resíduos.

Para a opção da base de entalpia foi definido a opção Zero do simulador, isto é, a entalpia é igual a zero para o composto no estado de gás ideal a 0 K. A escolha do método para determinar as temperaturas e pressões pseudocríticas foi o de Lee-Kesler. E a opção de cálculo para os parâmetros de solubilidade e fatores acêntricos foi o de óleos normais. Na Tabela 18 é apresentado um resumo dos métodos termodinâmicos utilizados durante a construção das simulações.

Tabela 18 – Resumo dos Métodos Termodinâmicos Utilizados

Parâmetros	Método termodinâmico
Equilíbrio	Soave-Redlich-Kwong
Entalpia / Entropia	Lee Kesler
Massa específica da fase vapor	Lee Kesler
Massa específica da fase líquida	Rackett
Viscosidade do líquido	TWU
Viscosidade do vapor	API
Condutividade Térmica do Líquido	Método da Kellogg
Condutividade Térmica do Vapor	API
Tensão superficial	API
Temperaturas e pressões pseudocríticas	Grayson-Streed
Parâmetros de solubilidade	Grayson-Streed
Fator acêntrico	Grayson-Streed

4.3. SIMULAÇÃO DA SEÇÃO DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DOS PRODUTOS

Seguindo a estratégia comentada anteriormente, a simulação da unidade foi concebida para representar as variáveis de processo obtidas no dia 04/02/2010. Logo, todas as estimativas iniciais de temperatura, pressão e vazões fornecidas na simulação foram com base no dia 04/02/2010. Posteriormente, a corrente de carga foi substituída pela carga gerada neste trabalho com perfil de rendimento que maximiza a produção de propeno.

Para criar a simulação da seção de fracionamento e recuperação de gases no Petrox, e consequentemente, a torre fracionadora principal, torna-se necessário a importação do arquivo gerado pelo Petrox com a curva de pseudocomponentes gerada pela simulação da carga da unidade referente a corrente efluente do flash isotérmico.

A fracionadora deve ter os estágios reais transformados em estágios teóricos e para isso são utilizadas inicialmente as eficiências globais típicas por seção da torre, conforme apresentado na Tabela 19. Porém, estas eficiências são algumas vezes modificadas para representar da melhor forma os dados operacionais da unidade. Os ajustes das eficiências foram realizados de acordo com os dados obtidos no dia 04/02/2010.

Tabela 19 – Conversão de Estágios Reais para Estágios Teóricos da Fracionadora da UFCC em Estudo

Seções	Estágios Reais	Estágios Teóricos	Eficiência Típica (%)	Eficiência Adotada (%)
Condensador	-	-	100	-
Refluxo Circulante de NP	4	3	30 a 40	70
Fracionamento NP x LCO	8	5	50 a 55	60
Fracionamento LCO x HCO	3	2	40 a 50	60
Refluxo Circulante de HCO	3	1	30 a 40	30
Fracionamento HCO x Borra	2	1	40 a 50	50
Refluxo Circulante de Borra	5 chicanas	2	20	40
Fundo da Torre	-	1	100	100
Retificadora de LCO	4	2	50	50

Uma boa prática é simular o fundo da torre fracionadora com um estágio adicional, já que nesta seção além de receber a corrente de carga, também recebe uma corrente de vapor de retificação e uma de *quench* para evitar o aquecimento excessivo no fundo da torre fracionadora de FCC e causar coqueamento na seção por temperatura alta. Por convenção, no último estágio da torre ficam localizadas as entradas do vapor de retificação e do *quench* e no penúltimo estágio a entrada de carga.

Tradicionalmente as fracionadoras principais de FCC têm como retiradas laterais as correntes de nafta pesada, LCO (óleo leve de reciclo), HCO (óleo pesado de reciclo, utilizado como diluente de óleos combustíveis) e óleo decantado. A torre da UFCC apresenta apenas as retiradas de LCO e óleo decantado.

Existem retiradas laterais de produtos da fracionadora principal que alimentam torres retificadoras laterais visando o ajuste do ponto inicial de ebulição e do ponto de fulgor destas correntes. Geralmente, a retificação é realizada com vapor de baixa pressão, na faixa de 3 kgf/cm² man. Na unidade em estudo existe apenas a retificadora lateral de LCO que apresenta 4 pratos reais e foi simulada com 2 estágios teóricos, já que a eficiência considerada foi de 50%.

Uma parcela da vazão do HCO foi considerada para utilização como *flushing*, isto é, utilizado para limpeza de linhas e bombas do sistema de refluxo circulante de borra, *quench* e óleo decantado. Na simulação considerou-se que aproximadamente 10% da corrente de *flushing* não retornam para a fracionadora com os refluxos circulantes de borra e *quench*. Já uma parcela do LCO, aproximadamente 18%, é utilizada para selagem das bombas e retorna para a fracionadora na seção de lavagem, ou seção de fracionamento HCO x borra.

Os refluxos circulantes, *pumparounds*, têm a função de remover calor da torre fracionadora e promover a troca energética com a seção de recuperação de produtos, recuperando parte do calor que seria rejeitado para a água ou ar no condensador de topo.

De um ponto de vista negativo os refluxos circulantes pioram o fracionamento, diminuindo o refluxo interno das seções inferiores a elas. A unidade simulada apresenta os refluxos circulantes de fundo da torre fracionadora, normalmente chamado de borra, HCO inferior e superior e nafta pesada. O refluxo de LCO não vem sendo utilizado pela unidade em estudo e no dia 04/02/2010 estava fora de operação, logo, não foi considerado na simulação. Os refluxos circulantes foram simulados de forma simplificada, isto é, os permutadores que fazem parte do circuito foram representados por uma carga térmica única. Não havendo desta forma, um estudo de integração energética entre a seção de fracionamento e recuperação de gases.

Nas torres fracionadoras principais em que há um refluxo de topo, caso mais comum, misturado ou não ao refluxo circulante de nafta, o condensador é simulado como um condensador parcial e representa o primeiro estágio teórico. Nos casos em que não há refluxo de topo, como é o caso da unidade estudada, a fracionadora foi simulada sem condensador de topo, logo, o primeiro estágio representa o primeiro prato da torre.

A Figura 12 apresenta apenas uma parte do fluxograma gerado no Petrox, onde está representada a fracionadora principal, com todas as retiradas consideradas, refluxos circulantes e a torre retificadora lateral de LCO (SI1).

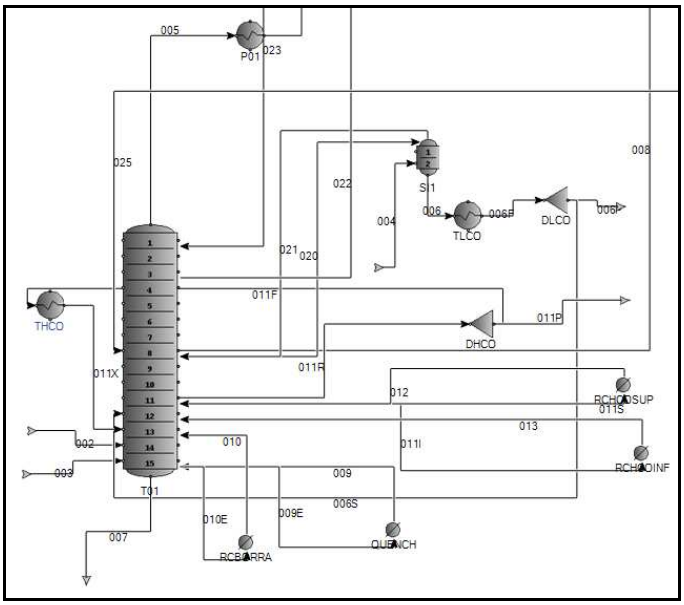


Figura 12 – Fluxograma gerado no Petrox da Fracionadora Principal

Outro levantamento importante feito para complementar as simulações foi o perfil de pressão nos equipamentos da unidade. Como base, foi mantido o perfil de pressão obtido

no dia 04/02/2010. A planilha com o balanço de pressão da unidade está apresentada no apêndice C.

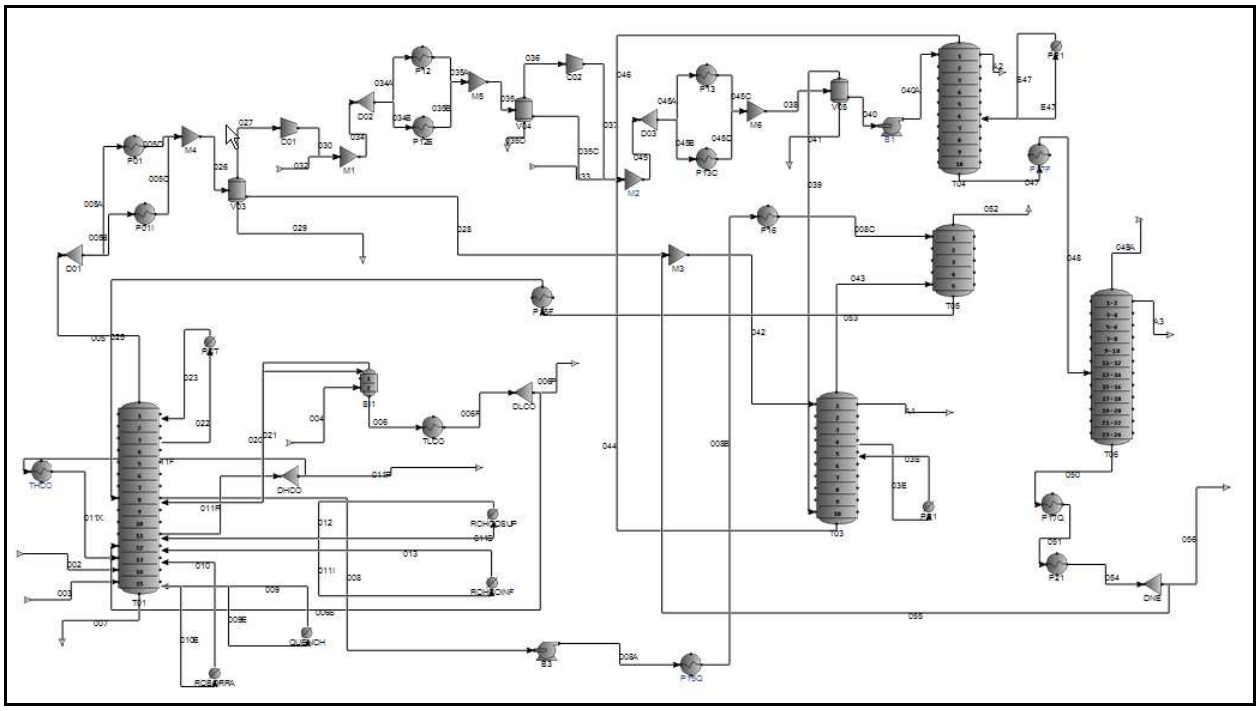


Figura 13 - Fluxograma da Seção de Fracionamento e Recuperação de Gases da UFCC

A Figura 13 apresenta uma visão mais completa de todos os módulos que foram considerados para a seção de fracionamento e recuperação de gases na simulação. Uma figura mais simplificada está localizada no Apêndice X com os principais equipamentos da unidade. Os vapores da seção de topo da fracionadora principal seguem para os condensadores de topo que na simulação são representados pelo permutador (P01/P01I), e após serem resfriados a 45ºC (temperatura registrada no dia 04/02/2010) são enviados para o vaso de topo, representado pelo flash V03. Neste módulo, três diferentes fases são separadas: uma fase aquosa que durante operação é enviada para a unidade de águas ácidas, uma fase líquida de hidrocarbonetos que é enviada para a torre absorvedora primária (T03) como líquido de absorção e uma fase gasosa que é enviada para o primeiro estágio do compressor de gases (C01).

Os gases após compressão no primeiro estágio recebem uma corrente de água de lavagem com o objetivo de remover compostos corrosivos por diluição, tais como: H_2S e cianetos. A água utilizada para o serviço pode ser água desmineralizada, industrial e água ácida retificada, dependendo da refinaria. Uma segunda parcela de água de lavagem também é injetada na descarga do compressor de gases.

A mistura bifásica segue para um condensador interestágio (P-12/P-12E), onde a descarga do primeiro estágio de compressão é resfriada a aproximadamente 40ºC e o seu produto segue para o vaso de interestágio, representado pelo flash V04. Neste vaso as três fases formadas são separadas. A fase aquosa terá o mesmo destino da corrente de água ácida proveniente do vaso de topo da fracionadora, a fase líquida de hidrocarbonetos enviada para a descarga do segundo estágio do compressor de gases (C02) e a fase gasosa são enviadas para a sucção do segundo estágio do compressor de gases

Os gases depois de comprimidos a 19,51 kgf/cm²abs são enviados para os condensadores de alta pressão ou "*aftercoolers*", representados pelo P13 e P13C, para serem resfriados a 45ºC (temperatura registrada no dia 04/02/2010) juntamente com as seguintes correntes: parcela de água de lavagem, corrente de hidrocarbonetos proveniente do vaso de interestágio, vapores do topo da torre Retificadora (T04) e o produto de fundo da Torre Absorvedora Primária (T03).

A corrente após resfriamento é enviada para o vaso de alta pressão, flash V05, onde as seguintes correntes são separadas: a fase gasosa é enviada para o fundo da torre absorvedora primária, T03, a corrente aquosa segue o mesmo destino das correntes de água ácida e a corrente líquida de hidrocarbonetos alimenta a torre retificadora (T04). Por estes fatores o vaso de alta pressão costuma ser considerado o coração da seção de recuperação de produtos porque toda a carga a ser separada na seção passa por este equipamento.

A torre absorvedora primária recebe a corrente gasosa de hidrocarbonetos vinda do vaso de alta pressão e tem como objetivo recuperar os compostos de C_3 e mais pesados desta corrente. O óleo de absorção utilizado é a nafta instabilizada proveniente do vaso de topo da fracionadora juntamente com a corrente de nafta estabilizada reciclada da torre desbutanizadora. A absorvedora primária apresenta dois leitos recheados e neste caso foi utilizado o cálculo da altura equivalente de um prato teórico, HETP (Hight Equivalent to Theoretical Plate) para obter o número de estágios teóricos da torre.

Em torres recheadas, a eficiência de transferência de massa está relacionada com as taxas de transferência de massa entre as fases líquida e vapor, em contato contínuo contracorrente. A altura equivalente pode ser calculada a partir de catálogos ou programas de fabricantes de recheios. No caso de torres de absorção, recomenda-se empregar um fator de segurança de 100% sobre a altura calculada do recheio. Este fator de segurança pode ser explicado pela formação de bolsões de líquidos praticamente

estagnados, onde ocorre rápida saturação, com conseqüente diminuição da área efetiva de transferência de massa.

A partir do cálculo do HETP foi possível encontrar um valor aproximado de estágios teóricos da torre. A mesma foi simulada com 10 estágios, sendo considerados 4 estágios para o leito superior e 6 para o inferior. A torre absorvedora primária foi simulada com um “pumparound” entre o 4º e 5º estágio teórico. O resfriamento intermediário é comum em torres absorvedoras primárias e visam auxiliar na recuperação do GLP e mais pesados no gás combustível.

O produto de topo da absorvedora primária alimenta o fundo da torre absorvedora secundária e o óleo de absorção utilizado é o LCO oriundo da seção intermediária da fracionadora principal da UFCC. Esta corrente tem como função recuperar componentes da nafta que foram vaporizados na absorvedora primária além de melhorar a recuperação dos compostos C3 e mais pesados no gás combustível. O óleo após absorção retorna para a fracionadora a uma temperatura mais baixa da qual foi retirada, funcionando desta forma como um refluxo circulante para a torre.

A torre absorvedora secundária (T05) foi simulada com 5 estágios teóricos. A eficiência de torres absorvedoras de FCC são normalmente valores baixos e estão apresentados na Tabela 20. A torre tem instalado 24 pratos de válvula fixa, e a eficiência adotada foi de aproximadamente 20%, resultando em uma torre com 5 estágios teóricos. O produto de topo da absorvedora secundária é o gás combustível que em sequência é enviado para a unidade de tratamento DEA.

Tabela 20 – Conversão de Estágios Reais para Estágios Teóricos das Torres da Seção de Recuperação de Gases

Torre	Eficiência (%)	Nº de Pratos Reais	Nº de Pratos Teóricos
Absorvedora Primária	15 a 30	-	-
Absorvedora Secundária	15 a 30	24	5
Retificadora	35 a 45	20	9+1R = 10
Desbutanizadora	65 a 75	31	22+1C+1R = 24

A corrente líquida de hidrocarbonetos que deixa o vaso de alta pressão alimenta o topo da torre retificadora (T04) que tem como objetivo enquadrar ou limitar o percentual máximo de C2, e desta forma, a PVR (Pressão de Vapor Reid) no GLP que é produzido na torre desbutanizadora (T06).

O calor requerido pelo refervedor da torre retificadora é fornecido pelo refluxo circulante de nafta pesada ou comumente conhecido como refluxo circulante de topo,

constituindo, portanto, uma integração energética com a seção de fracionamento. Na unidade em estudo esta torre apresenta um refervedor intermediário, onde o fluido quente é vapor de baixa pressão, o qual permite uma redução da carga térmica do refervedor principal e um menor fluxo de vapor ao longo da coluna.

Quando a retificação é branda, isto é, quando o calor fornecido pelos refervedores é insuficiente, pode ocorrer dificuldade de condensação no sistema de topo da desbutanizadora, torre a jusante da retificadora, devido a grande quantidade de compostos leves. Nesta situação, em geral, ocorre reciclo de leves para o compressor de gases. Em contrapartida, a retificação excessiva sobrecarrega o condensador de alta pressão, o vaso de alta pressão e as absorvedoras, resultando em uma maior perda de compostos C_3^+ no gás combustível.

Conforme a Tabela 20, a torre retificadora foi simulada totalizando 10 estágios teóricos. A eficiência adotada foi de 45% resultando em uma torre com 9 estágios reais, mas devido à presença do refervedor de fundo, o número de estágios da torre foi acrescido em uma unidade.

A corrente líquida retificada do fundo da torre retificadora é enviada para a torre desbutanizadora, onde é realizada a separação entre o GLP, produto de topo, e a nafta desbutanizada, produto de fundo da desbutanizadora. Esta separação é feita de modo que seja especificado tanto o intemperismo no GLP (temperatura registrada quando 95% de uma amostra de 100 mL do produto for vaporizada), como a PVR na nafta craqueada, que limita a presença de hidrocarbonetos leves neste produto.

O calor requerido pelo refervedor desta torre é fornecido pelo refluxo circulante de HCO, constituindo, portanto, mais uma integração energética com a seção de fracionamento.

A torre desbutanizadora foi simulada com 24 estágios teóricos, sendo que deste valor um estágio representa os condensadores de topo e o outro representa os refervedores de fundo. A condensação de topo é total, isto é, todo vapor que chega aos condensadores são condensados e recolhidos no vaso de topo da torre, parte deste líquido retorna para a torre como refluxo de topo. Nesta torre, o produto de topo é a corrente de GLP e produto de fundo a nafta craqueada.

A unidade ainda conta com uma unidade de propeno que fraciona o GLP para a produção de propeno, porém, esta unidade não foi avaliada neste trabalho.

5. IMPACTOS DO NOVO PERFIL DE RENDIMENTOS NAS SEÇÕES DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DE GASES

Aumentar o rendimento de propeno através do Conversor é apenas uma parte do trabalho, tão importante quanto este fato é saber como comprimir, esfriar e recuperar os produtos leves que foram produzidos a mais pela introdução do novo perfil. O novo perfil de rendimento dos produtos vai influenciar tanto na capacidade do *blower* como no do compressor de gases, assim como, na pressão de operação da planta, nas taxas do óleo de absorção para as torres absorvedoras e outros parâmetros de projeto.

A medida que o rendimento de propeno aumenta, maiores são as cargas para os equipamentos, requerendo desta forma, mudanças que visam aumento de capacidade para se manter a mesma recuperação de propeno anteriormente praticada pela unidade.

Aumentar a recuperação sem investimento é praticamente impossível, logo, em um *revamp*, a estratégia do melhor custo benefício depende largamente do processo existente e dos limites reais dos equipamentos (Golden et al. 2004).

Pelo fato do compressor de gases ser o equipamento de maior custo da seção de recuperação, conhecer em avanço os limites deste equipamento torna-se uma tarefa essencial. Medidas efetivas para desengargalar o compressor de gases existente podem reduzir a 50% ou menos o investimento em relação a um novo compressor.

As medidas que tornam esta redução possível são através da diminuição da perda de carga na fracionadora principal e no sistema de topo desta torre, assim como, na diminuição da temperatura efluente dos condensadores de topo da fracionadora, favorecendo a condensação e a redução da vazão volumétrica na entrada dos compressores.

De acordo com Golden et al. 2004, em muitos casos não são necessárias mudanças no compressor de gases para aumentos na vazão volumétrica na ordem de 30 a 40%. Por outro lado, custos moderados são despendidos quando a capacidade destes aumenta na ordem de 70 a 80%. No item 5.2 deste capítulo, é apresentada uma avaliação realizada para o compressor de gases da unidade.

A medida que a produção de propeno aumenta a recuperação torna-se mais difícil, porque mais compostos C_3 e C_4 precisam ser absorvidos e mantidos na corrente de GLP. Quanto maior a produção de propeno, maior é a vazão de vapor que alimenta o vaso de alta pressão, isto porque, maiores são as vazões de descarga do compressor de gases, a de topo da torre retificadora e a vazão do produto de fundo da torre absorvedora primária. Todas estas correntes alimentam os condensadores de alta pressão localizados a

montante do vaso de alta. Para que a temperatura no vaso de alta seja minimizada, e com isto, seja reduzida a perda de compostos C_3^+ no gás combustível, a carga térmica dos condensadores de alta pressão precisa ser aumentada significativamente.

Ocasionalmente, a perda de compostos C_3^+ pelo gás combustível aumentará com a maior produção de propeno, isto se, nenhuma condição operacional ou de projeto for modificada na unidade para reverter esta situação. A perda de C_3^+ no gás combustível tem influencia direta na produção de propeno e a redução deste valor deve ser sempre perseguida para valores próximos a 3,0 % molar, este é um valor médio que vem sendo considerado em projetos de FCC tanto da Petrobras como de projetistas estrangeiras.

Além da temperatura de operação do vaso de alta pressão, o óleo de absorção é outra variável de suma importância para manter a perda do C_3^+ em patamares aceitáveis. O óleo de absorção enviado para a torre absorvedora primária é composto pelas correntes de nafta instabilizada oriunda do vaso de topo da fracionadora principal e do reciclo de nafta craqueada da torre desbutanizadora.

Um aumento na pressão de operação da descarga do compressor conduz a um aumento na eficiência de absorção de compostos C_3^+, mas também, implica no aumento de arraste de C_2 para a torre desbutanizadora. Como o aumento da pressão depende de adequações no projeto mecânico de alguns equipamentos cuja pressão de projeto esteja inadequada para um possível aumento, geralmente esta variável não costuma ser muito utilizada como opção para melhorar a recuperação de compostos C_3^+. Neste trabalho o perfil de pressão foi considerado constante para todos os casos gerados.

Uma vez que a nafta é sobrecraqueada para aumentar a produção de olefinas leves de 3 a 4 átomos de carbono, a vazão de nafta instabilizada é reduzida e a quantidade de nafta craqueada de reciclo precisa ser aumentada para manter a recuperação de propeno pela redução da perda de C_3^+ no gás combustível. Alternativamente ao aumento do reciclo de nafta, pode-se reduzir a temperatura do óleo de absorção ou aumentar a remoção de calor no pumparound da absorvedora primária.

Segundo Couch et al. (2004), estudos econômicos apontam que a recuperação da fração de C_3^+ com o aumento da vazão do óleo de absorção, nas absorvedoras primária e secundária, é superior ao obtido com o aumento da pressão do sistema para um mesmo acréscimo de investimento.

Conforme comentado, foi criada uma simulação com o intuito de representar os dados obtidos da unidade para o dia 04/02/2010. A partir daí, foi possível montar a sequência de módulos ajustados para as condições operacionais daquele dia de análise e a mesma

pôde ser utilizada para analisar os impactos que uma mudança no perfil do rendimento da carga causaria na seção de fracionamento e recuperação de gases da unidade.

Na Tabela 21 é feita uma comparação entre os principais dados de processo obtidos no dia 04/02/2010, como perfis de vazões e temperaturas, e a simulação criada para representar este dia de operação. Conforme os resultados, os valores foram muito próximos aos reais mostrando uma real aderência entre o modelo matemático gerado e os dados da planta industrial.

Tabela 21 – Comparação Entre os Principais Dados de Processo Obtidos Para o Dia 04/02/2010 e a Simulação.

Equipamento	**Dados da Unidade Industrial no dia 04/02/2010**	**Simulação do dia 04/02/2010**
Fracionadora principal		
Vazão do refluxo circulante de topo (m^3/d)	19121	19179
Vazão do refluxo circulante de HCO (superior) (m3/d)	2462	2471
Vazão do refluxo circulante de HCO (inferior) (m3/d)	1395	1796
Vazão total de refluxo circulante de borra (m^3/d)	9489	9217
Vazão de LCO produto (m3/d)	1425	1438
Vazão de Óleo Decantado produto (m3/d)	781	759
Temperatura de topo da fracionadora principal (℃)	129	130
Temperatura de fundo da fracionadora (℃)	346	347
Temperatura de retirada do ref.circ. de topo (℃)	166	164
Temperatura de retorno do refluxo circ. de topo antes da mistura com o refluxo de topo (℃)	103	100
Temperatura de retirada do refluxo circulante do HCO (℃)	279	269
Temperatura de retorno do ref. circ. de HCO (℃)	170	170
Temperatura de retirada do refluxo circulante de BORRA (℃)	343	347
Temperatura de retorno do ref. circ. de BORRA (℃)	218	218
Vazão de nafta instabilizada para a T-03 (m3/d)	3599	3337
Vazão de descarga para o 1º estágio do compressor (ton/h)	99	87
Vazão de água ácida do vaso de topo V-03 (m3/d)	1046	425
Vaso de alta pressão		
Temperatura (℃)	46	45
Vapor que alimenta o fundo da abs. primária (kg/h)	42155	39523
Vazão da carga da retificadora (m3/d)	8386	8433
Água ácida do V-05 (m3/d)	802	313
Retificadora		
Temperatura da carga (℃)	44	45
Temperatura de topo (℃)	54	54
Temperatura do fundo (℃)	121	123
Vazão de carga (m^3/d)	8386	8433
Produto de topo (kg/h)	Sem registro de dados	16550
Produto de fundo (m^3/d)	7618	7533
Absorvedora Primária		
Temperatura carga (℃)	46	45
Temperatura de topo (℃)	51	50

Temperatura de fundo (℃)	58	55
Temperatura entrada pumparound (℃)	53	51
Temperatura saída pumparound (℃)	42	42
Vazão de carga (kg/h)	42155	39523
Produto de topo (kg/h)	24765	18214
Vazão nafta Instabilizada (m^3/d)	3599	3337
Produto de fundo (m^3/d)	5880	5468
Absorvedora Secundária		
Temperatura da carga (℃)	51	50
Temperatura de topo (℃)	51	42
Temperatura de fundo (℃)	54	53
Temperatura do óleo pobre (℃)	36	36
Pressão topo (kgf/cm^2man)	16,5	16,5
Vazão de carga (kg/h)	24765	18214
Produto de topo (kg/h)	15242	15153
Produto de fundo (m^3/d)	1074	1075
Vazão de óleo pobre (m^3/d)	944	947
Desbutanizadora		
Temperatura de carga (℃)	130	140
Temperatura de topo (℃)	57	59
Temperatura de fundo (℃)	178	178
Temperatura de reciclo de nafta craqueada (℃)	40	40
Pressão de topo (kgf/cm^2man)	10,8	10,8
Vazão de carga (m^3/d)	7618	7533
Vazão de GLP (m^3/d)	1575	1528
Vazão de Nafta Craqueada para tratamento (m^3/d)	4366	4362
Propriedades Especiais		
Ponto Final de Ebulição da Nafta Craqueada na ASTM D-86 (℃)	208	211
Perda de C3+ no Gás Combustível	2,51	2,53
Intemperismo do GLP (℃)	0,5	-0,9
Pressão de Vapor REID da Nafta Craqueada (kgf/cm2)	0,58	0,64

Logo, uma segunda simulação foi criada onde a carga da fracionadora passou a ser aquela obtida no capitulo 3 e objeto deste estudo. O fato mais relevante na concepção desta simulação foi que todas as condições operacionais, isto é, temperaturas, vazões e perfil de pressão foram mantidas as mesmas do dia 04/02/2010, exceto a temperatura de topo da torre fracionadora que passou de 129ºC para 126ºC para enquadramento do ponto final da nafta abaixo de 220ºC. Com esta estratégia foi possível identificar quais seriam os primeiros problemas que a unidade enfrentaria com a mudança da carga. Esta simulação foi denominada como simulação_tese.

Na tabela 22, foi apresentada uma comparação com os dados obtidos nas simulações para o dia 04/02/2010 com a simulação substituída pelo novo perfil de rendimentos.

Tabela 22 – Comparação Entre as Simulações do Dia 04/02/2010 e a Simulação com o Novo Perfil de Rendimentos

Seções de Fracionamento e Recuperação de Gases				
Equipamento	**Unidade**	**Simulação do dia 04/02/2010**	**Simulação_tese**	**Diferença (%)**
Fracionadora principal - Maiores vazões de vapor @ T e P				
Refluxo Circulante de Topo	m^3/h	94340	112468	19,22%
Fracionamento Nafta x LCO	m^3/h	101350	123917	22,27%
Fracionamento LCO x HCO	m^3/h	93431	116642	24,84%
Refluxo Circulante de HCO	m^3/h	91455	113972	24,62%
Fracionamento HCO x OD	m^3/h	96404	120160	24,64%
Refluxo Circulante de Borra	m^3/h	121779	149532	22,79%
Compostos C3/C4 na Carga				
Propeno	% peso	3,4	8,0	133,07%
Compostos C3	% peso	4,6	9,6	107,97%
Compostos C4	% peso	7,7	11,3	46,76%
C3 + C4	% peso	12,3	20,9	69,63%
Compostos C4-	% peso	16,7	27,4	64,30%
Compressor de Gases				
Vazão de sucção do 1º estágio	m^3/h	39738,7	56716,1	42,72%
Vazão de sucção do 1º estágio	kg/h	86941	120987	39,16%
Vazão de sucção do 2º estágio	m^3/h	11701,7	14824,0	26,68%
Vazão de sucção do 2º estágio	kg/h	79922	98061	22,70%
Peso molecular da corrente de sucção do 1º estágio	kg/kmol	41,51	40,51	-2,41%
Peso molecular da corrente de sucção do 2º estágio	kg/kmol	39,21	38,12	-2,79%
C3 na sucção do 1º estágio	% peso	14,86	22,33	50,25%
C4 na sucção do 1º estágio	% peso	22,63	25,01	10,51%
C4- na sucção do 1º estágio	% peso	52,66	62,96	19,56%
C3 na sucção do 2º estágio	% peso	23,71	26,76	12,86%
C4 na sucção do 2º estágio	% peso	25,97	28,25	8,77%
C4- na sucção do 2º estágio	% peso	67,40	74,16	10,02%
Condensadores - Carga Térmica				
Condensador de Topo da Fracionadora	Gcal/h	26,31	25,50	-3,05%
Condensador Interestágio	Gcal/h	5,34	7,02	31,31%
Condensadores de Alta Pressão	Gcal/h	8,26	9,38	13,46%
Vaso de alta				
Vazão de vapor - Carga da Abs. Primária	m^3/h	1907,5	2626,4	37,69%
Vazão de líquido - Carga da Retificadora	m^3/h @ 20ºC	351,4	350,4	-0,27%
Retificadora				
Vazão de vapor no topo	m^3/h	604,8	704,2	16,45%
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	2065,8	2279,8	10,36%
Carga Térmica do Refervedor Intermediário	Gcal/h	0,4	0,4	0,00%
Carga Térmica do Refervedor	Gcal/h	10,4	10,4	0,32%
Absorvedora Primária				
Vazão de nafta instabilizada	m^3/h @ 20ºC	139,0	119,5	-14,07%
Reciclo de nafta desbutanizada	m^3/h @ 20ºC	44,9	44,9	0,00%
Vazão líquida de carga	m^3/h @ 20ºC	183,9	164,3	-10,64%
Perda de C3+ no topo	% peso	18,31	29,53	61,23%
Perda de C3+ no topo	% mol	6,55	11,23	71,28%

Carga - líquido	kmol/h	1318	1170	-11,24%
Produto de topo - vapor	kmol/h	840	1307	55,59%
Razão L/V no topo	kmol/kmol	1,6	0,9	-42,96%
Vazão de produto no fundo	m^3/h @ 20ºC	227,8	214,9	-5,67%
Vazão de saída do líquido no fundo	kmol/h	1870	1790	-4,27%
Vazão de entrada do vapor no fundo	kmol/h	1392	1927	38,44%
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	1,3	0,9	-30,85%
Maior vazão de vapor no leito superior	m^3/h	1625,4	2420,5	48,92%
Maior vazão de vapor no leito inferior	m^3/h	1900,0	2662,9	40,15%
Recuperação de C3+	% mol	85,4	70,4	-17,55%
Recuperação global de C3+	% mol	90,1	88,5	-1,79%
Absorvedora Secundária				
Perda de C3+ no topo	% peso	6,35	20,81	227,87%
Perda de C3+ no topo	% mol	2,53	10,12	299,54%
Carga líquida - óleo pobre	kmol/h	200	206	3,03%
Produto de topo - Gás combustível	kmol/h	780	1227	57,44%
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,26	0,17	-34,56%
Produto de fundo - óleo rico	kmol/h	260	286	9,75%
Produto de fundo - vapor	kmol/h	840	1307	55,59%
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	0,31	0,22	-29,46%
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	1252,4	1977,0	57,86%
Recuperação de C3+		64,2	30,9	-51,87%
Recuperação global de C3+		9,9	11,5	16,32%
Desbutanizadora				
Carga Térmica nos Condensadores de Topo da Desbutanizadora	Gcal/h	9,53	9,67	1,47%
Carga Térmica nos Refervedores	Gcal/h	10,12	9,03	-10,76%
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	5052,8	4624,8	-8,47%
PVR nafta	Kgf/cm²	0,64	0,65	-
Intemperismo do GLP	ºC	-0,93	-1,34	-
PFE da nafta	ºC	211	219	-

O cálculo da recuperação de C_3^+ nas absorvedoras primária e secundária é feita através da razão entre a diferença da vazão molar dos compostos de C_3^+ presentes na carga vaporizada e na corrente de topo de cada torre, pela vazão molar dos compostos de C_3^+ presentes na corrente de topo de cada torre.

Já o cálculo da recuperação global de C_3^+ nas absorvedoras é feita através da razão entre a diferença da vazão molar dos compostos de C_3^+ presentes na carga vaporizada e na corrente de topo de cada torre, pela diferença entre a vazão molar dos compostos de C_3^+ presentes na carga vaporizada para a absorvedora primária e a corrente de gás combustível, produto de topo da absorvedora secundária.

Na Tabela 22 são feitas comparações realizadas entre algumas variáveis, composições de correntes e internos de equipamentos simulados na unidade. Na última

coluna da tabela também são apresentados os diferenciais entre os valores de cada simulação.

No início da Tabela 22 é feita uma comparação entre as maiores vazões internas de vapor, para cada seção da fracionadora principal, e o que se verifica é um aumento nas vazões internas na ordem de 20% em volume devido à mudança da carga.

Conforme já mencionado, o novo rendimento de propeno na carga é duas vezes maior em relação ao praticado no dia 04/02/2010. Mas não apenas o propeno teve um crescimento expressivo como também os compostos com 2 e 4 átomos de carbono. Este fato está refletido no aumento da vazão volumétrica na sucção do compressor de gases e na diminuição do peso molecular desta corrente.

Em relação à carga térmica dos condensadores de topo houve uma pequena diminuição deste valor em relação ao novo perfil porque a temperatura de topo da fracionadora está menor, desta forma, o DTML, *logarithmic mean temperature difference*, em relação ao dia 04/02/2010 caiu.

Já em relação a carga térmica dos condensadores de interestágio e de alta pressão, estes valores aumentaram consideravelmente (31 e 13%) em relação ao praticado no dia 04/02/2010, também devido ao aumento da vazão volumétrica na sucção do primeiro e segundo estágio do compressor de gases (43 e 27%, respectivamente). Vale ressaltar que a especificação destes permutadores foi a temperatura de saída para o fluido quente obtida no dia 04/02/2010. Outro fator esperado foi o aumento das vazões de vapor que alimentam as torres absorvedoras primária e secundária (38 e 56%), evidenciando o aumento da vazão de gás combustível (57%) ocasionado principalmente pelo aumento da perda dos compostos de C_3^+ em aproximadamente 300%.

Resumidamente, dois fatores foram críticos para a unidade com a mudança do perfil de rendimentos da carga, uma delas foi o aumento da vazão volumétrica que alimenta o compressor de gases, e a outra, o aumento em aproximadamente 4 vezes a perda molar de compostos C_3^+ no topo da absorvedora secundária (ver Tabela 20).

Logo, devido ao aumento da vazão volumétrica para o compressor de gases uma avaliação mais rigorosa foi realizada no equipamento e será apresentada no item 5.2, já em relação ao aumento da perda de C_3^+ no gás combustível, a mesma evidencia que uma carga mais rica em propeno ocasionaria em perdas deste produto no gás combustível caso nenhuma modificação operacional ou de projeto fosse realizada na unidade em estudo.

Não houve com esta simulação a intenção de verificar a capacidade dos equipamentos da unidade, já que, as condições resultantes estão bastante diferentes das

tipicamente aplicadas. O objetivo foi de apenas identificar os possíveis gargalos que poderiam surgir na unidade com a mudança do perfil de rendimentos.

5.1. SUGESTÕES DE MUDANÇAS OPERACIONAIS PARA ADEQUAÇÃO DA UNIDADE AO NOVO PERFIL DE RENDIMENTOS

A partir deste ponto algumas simulações foram realizadas com o intuito de estabilizar a unidade ou pelo menos situar a mesma em um patamar factível de operação, reduzindo a vazão que alimenta o compressor e a perda de C_3^+ a valores aceitáveis, minimizando desta forma, mudanças no projeto dos equipamentos. A grande maioria das unidades de FCC é projetada para uma perda aproximadamente 3,0 % molar e, em média, a corrente de C_3^+ apresenta de 50 a 70% molar de propeno. Pode-se considerar também que 94 % em massa do propeno contido no GLP será recuperado como produto final.

As simulações subseqüentes foram realizadas em etapas, onde cada uma trouxe uma mudança significativa a unidade. Seguindo esta estratégia, foi possível investigar quais mudanças operacionais seriam as mais efetivas para a estabilização da unidade. A primeira simulação (simulação_1) sugerida, teve como objetivo o aumento da vazão do óleo de absorção enviado para a torre absorvedora primária.

Devido ao sobrecraqueamento da nafta pela presença de 4 % em peso de ZSM-5 no inventário catalítico, que atua craqueando compostos na faixa da nafta, principalmente olefinas, em olefinas menores, a produção de nafta instabilizada oriunda do vaso de topo da fracionadora foi reduzida em 14% em relação ao dia 04/02/2010. Para compensar esta diminuição, a vazão de reciclo de nafta estabilizada deve ser aumentada na mesma proporção em que a nafta instabilizada foi reduzida ou até o limite de capacidade da bomba de reciclo. Neste caso, a diferença a ser acrescida era maior que a capacidade máxima do equipamento e a nova vazão de reciclo passou a ser de 60,3 m³/h @ 15,6ºC ou 62 m³/h @ T e P (ver apêndice D, folha de dados original da bomba de reciclo).

A simulação_1 visou apenas a redução da perda de compostos com mais de 3 átomos de carbono no gás combustível, já que pouca ou nenhuma influência o aumento deste reciclo causa na redução da vazão volumétrica do compressor. Com o aumento do reciclo foi possível melhorar a relação L/V na torre absorvedora primária e com isto melhorar a absorção.

Foram realizadas nesta simulação duas modificações no sentido de reduzir o envio de compostos C_2 para a desbutanizadora e auxiliar na condensação total no topo da torre. Primeiramente, a especificação para convergência passou a ser a concentração de

compostos C_2 no fundo da torre, e uma segunda alteração foi a redução da temperatura do condensador de topo para 38ºC aumentando o grau de subresfriamento. Vale ressaltar também que as cargas térmicas dos refervedores, de fundo e intermediário, da retificadora foram redistribuídos respeitando as cargas térmicas de projeto de cada um destes equipamentos. A Tabela 23 apresenta os principais resultados obtidos com esta simulação.

Tabela 23 – Principais Resultados da simulação_1.

Seções de Fracionamento e Recuperação de Gases		
Equipamento	**Unidade**	**Simulação_1**
Fracionadora principal - Maiores vazões de vapor @ T e P		
Refluxo Circulante de Topo	m^3/h	112448
Fracionamento Nafta x LCO	m^3/h	123901
Refluxo Circulante de HCO	m^3/h	113973
Fracionamento HCO x OD	m^3/h	120161
Refluxo Circulante de Borra	m^3/h	149533
Compressor de Gases		
Vazão de sucção do 1º estágio	m^3/h	56691,2
Vazão de sucção do 1º estágio	kg/h	120939
Vazão de sucção do 2º estágio	m^3/h	14815,8
Vazão de sucção do 2º estágio	kg/h	98003
Peso molecular da corrente de sucção do 1º estágio	kg/kmol	40,51
Peso molecular da corrente de sucção do 2º estágio	kg/kmol	38,12
C3 na sucção do 1º estágio	% peso	22,26
C4 na sucção do 1º estágio	% peso	25,04
C4- na sucção do 1º estágio	% peso	62,93
C3 na sucção do 2º estágio	% peso	26,67
C4 na sucção do 2º estágio	% peso	28,28
C4- na sucção do 2º estágio	% peso	74,12
Condensadores - Carga Térmica		
Condensador de Topo da Fracionadora	Gcal/h	25,50
Condensador Interestágio	Gcal/h	7,01
Condensadores de Alta Pressão	Gcal/h	9,56
Vaso de alta		
Vazão de vapor - Carga da Abs. Primária	m^3/h	2667,7
Vazão de líquido - Carga da Retificadora	m^3/h @ 20ºC	372,9
Retificadora		
Vazão de vapor no topo	m^3/h	785,2
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	2118,2
Carga Térmica no Refervedor Intermediário	Gcal/h	3,5
Carga Térmica no Refervedor	Gcal/h	8,3
Absorvedora Primária		
Vazão de nafta instabilizada	m^3/h @ 20ºC	119,4
Reciclo de nafta desbutanizada	m^3/h @ 20ºC	60,7
Vazão líquida de carga	m^3/h @ 20ºC	180,1
Perda de C3+ no topo	% peso	27,44

Perda de C3+ no topo	% mol	12,34
Carga - líquido	kmol/h	1289
Produto de topo - vapor	kmol/h	1289
Razão L/V no topo	kmol/kmol	1,0
Vazão de produto no fundo	m^3/h @ 20ºC	234,5
Vazão de saída do líquido no fundo	kmol/h	1958
Vazão de entrada do vapor no fundo	kmol/h	1958
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	1,0
Maior vazão de vapor no leito superior	m^3/h	2427,1
Maior vazão de vapor no leito inferior	m^3/h	2703,0
Recuperação de C3+		74,1
Recuperação global de C3+		89,4
Absorvedora Secundária		
Perda de C3+ no topo	% p	18,36
Perda de C3+ no topo	% mol	8,71
Carga líquida - óleo pobre	kmol/h	206
Produto de topo - Gás combustível	kmol/h	1210
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,17
Produto de fundo - óleo rico	kmol/h	285
Produto de fundo - vapor	kmol/h	1289
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	0,22
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	1947
Recuperação de C3+		33,74
Recuperação global de C3+		10,6
Desbutanizadora		
Carga Térmica nos Condensadores de Topo da Desbutanizadora	Gcal/h	10,00
Carga Térmica dos Refervedores	Gcal/h	9,11
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	4734,9
PVR nafta	kgf/cm²	0,66
Intemperismo GLP	ºC	-0,84
PFE nafta	ºC	219
Propeno no GLP	ton/h	19,4
Propeno produto	ton/h	18,3

A principal modificação ocasionada pelo aumento da vazão da nafta de reciclo foi a melhora da recuperação de C_3^+ na absorvedora primária e a redução da perda de C_3^+ no gás combustível de 10,12 para 8,71 % molar em relação a saída da simulação_tese, o que permitiu reduzir a perda de C_3^+ no gás combustível em relação ao dia 04/02/2010 de 300 para 223% do valor praticado.

Como as condições de perdas de C_3^+ no gás combustível ainda estão muito além dos valores típicos praticados na unidade, ainda não houve neste caso de simulação, a verificação de qualquer equipamento da unidade.

Uma segunda mudança operacional sugerida neste estudo (simulação_2), foi a redução da temperatura de operação de saída, do lado do processo, dos condensadores

de topo, interestágio, de alta pressão e do resfriador intermediário (*pumparound*) da absorvedora primária, para 38ºC. Estas modificações visam tanto à redução da vazão volumétrica dos gases que alimentam o compressor como da perda de C_3^+. A Figura 14 ilustra as modificações sugeridas na simulação_1 e simulação_2.

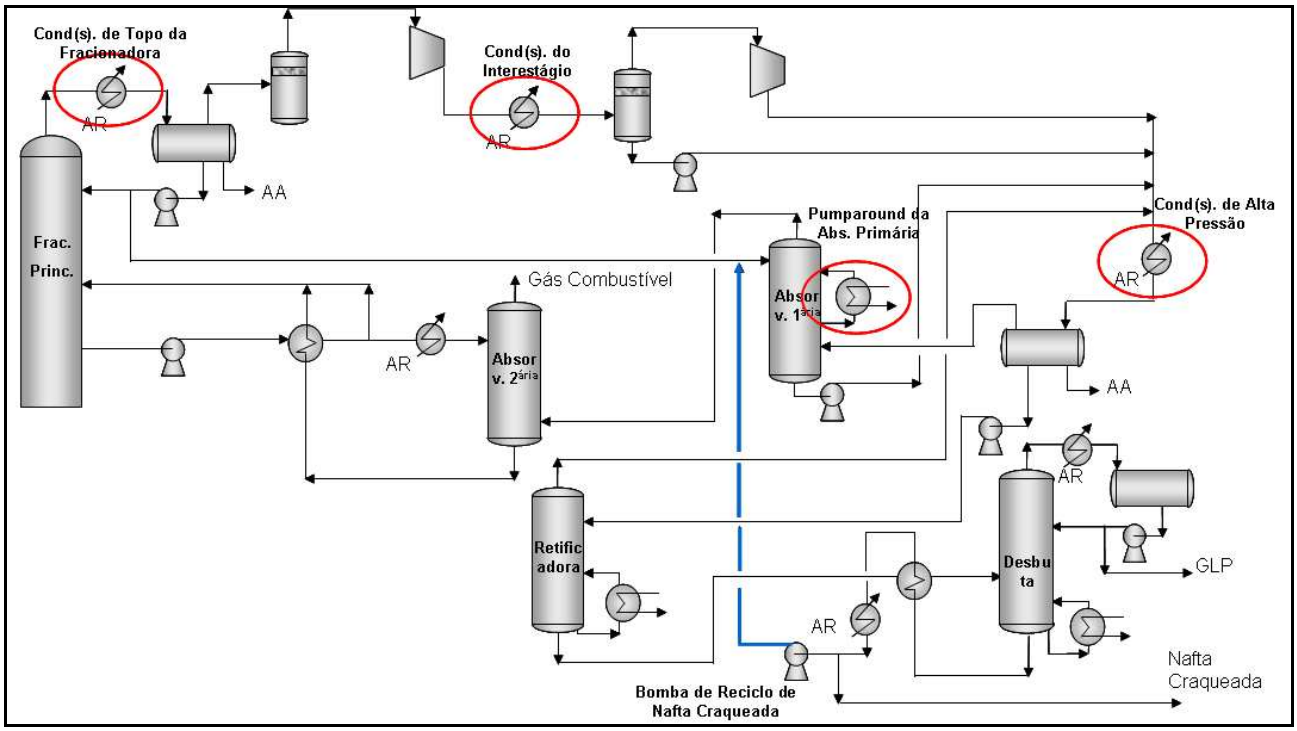


Figura 14 – Modificações Propostas pelas simulação_1 e simulação_2.

Vale lembrar que durante a operação da unidade no dia 04/02/2010, que os permutadores mencionados acima estavam apresentando uma temperatura superior a 38℃, cabendo uma análise junto a Refinaria para id entificar porque os permutadores não atingem a temperatura de projeto. Algumas indicações seriam a falta de água de resfriamento, válvulas bloqueadas no circuito, sujeira do lado da água, falta de área dos permutadores para o serviço e permutadores fora de operação para limpeza. Todas as análises realizadas para os permutadores foram executadas pelo programa HTRI Xchanger Suíte versão 6.0, programa proprietário do Heat Transfer Research Inc., e os resultados serão apresentados a frente.

No caso específico dos *aftercoolers* os mesmos foram projetados para uma temperatura de saída para o fluido quente de 41ºC. Apesar de ter sido considerado 38ºC na simulação_2, estes equipamentos vão necessitar de modificações no projeto para conseguirem atingir esta temperatura. Vale destacar que as modificações realizadas na simulação_1, isto é, aumento da vazão de reciclo de nafta craqueada até a capacidade da

bomba, foi mantida nesta simulação. A Tabela 24 apresenta os principais resultados da simulação_2.

Tabela 24 – Principais Resultados da Simulação_2

Seções de Fracionamento e Recuperação de Gases		
Equipamento	**Unidade**	**Simulação_2**
Fracionadora principal - Maiores vazões de vapor @ T e P		
Refluxo Circulante de Topo	m^3/h	112347
Fracionamento Nafta x LCO	m^3/h	123827
Refluxo Circulante de HCO	m^3/h	113978
Fracionamento HCO x OD	m^3/h	120167
Refluxo Circulante de Borra	m^3/h	149538
Compressor de Gases		
Vazão de sucção do 1º estágio	m^3/h	52308,8
Vazão de sucção do 1º estágio	kg/h	111825
Vazão de sucção do 2º estágio	m^3/h	14449,7
Vazão de sucção do 2º estágio	kg/h	95598
Peso molecular da corrente de sucção do 1º estágio	kg/kmol	39,70
Peso molecular da corrente de sucção do 2º estágio	kg/kmol	37,75
C3 na sucção do 1º estágio	% peso	23,70
C4 na sucção do 1º estágio	% peso	26,35
C4- na sucção do 1º estágio	% peso	66,96
C3 na sucção do 2º estágio	% peso	27,08
C4 na sucção do 2º estágio	% peso	28,70
C4- na sucção do 2º estágio	% peso	75,44
Condensadores - Carga Térmica		
Condensador de Topo da Fracionadora	Gcal/h	27,61
Condensador Interestágio	Gcal/h	5,47
Condensadores de Alta Pressão	Gcal/h	10,38
Vaso de alta		
Vazão de vapor - Carga da Abs. Primária	m^3/h	2542,5
Vazão de líquido - Carga da Retificadora	m^3/h @ 20ºC	384,4
Retificadora		
Vazão de vapor no topo	m^3/h	900,0
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	2400,6
Carga Térmica no Refervedor Intermediário	Gcal/h	4,5
Carga Térmica no Refervedor	Gcal/h	8,3
Absorvedora Primária		
Vazão de nafta instabilizada	m^3/h @ 20ºC	129,8
Reciclo de nafta desbutanizada	m^3/h @ 20ºC	60,7
Vazão líquida de carga	m^3/h @ 20ºC	190,5
Perda de C3+ no topo	% peso	21,75
Perda de C3+ no topo	% mol	9,03
Carga - líquido	kmol/h	1380
Produto de topo - vapor	kmol/h	1240
Razão L/V no topo	kmol/kmol	1,1
Vazão de produto no fundo	m^3/h @ 20ºC	243,9
Vazão de saída do líquido no fundo	kmol/h	2047

Vazão de entrada do vapor no fundo	kmol/h	1907
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	1,1
Maior vazão de vapor no leito superior	m^3/h	2305,5
Maior vazão de vapor no leito inferior	m^3/h	2592,5
Recuperação de C3+		78,7
Recuperação global de C3+		90,1
Absorvedora Secundária		
Perda de C3+ no topo	% peso	12,77
Perda de C3+ no topo	% mol	5,71
Carga líquida - óleo pobre	kmol/h	206
Produto de topo - Gás combustível	kmol/h	1168
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,18
Produto de fundo - óleo rico	kmol/h	277
Produto de fundo - vapor	kmol/h	1240
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	0,22
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	1846
Recuperação de C3+		40,46
Recuperação global de C3+		9,9
Desbutanizadora		
Carga Térmica nos Condensadores de Topo da Desbutanizadora	Gcal/h	9,81
Carga Térmica dos Refervedores	Gcal/h	9,08
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	4637,8
PVR nafta	kgf/cm^2	0,66
Intemperismo GLP	ºC	0,37
PFE nafta	ºC	219,13
Propeno no GLP	ton/h	20,7
Propeno produto	ton/h	19,5

A redução da temperatura de saída do fluido quente para os permutadores mencionados apresenta um grande ganho para a operação do processo na condição visando a maximização de propeno. Somente com a redução da temperatura para 38ºC a perda de C_3^+ no gás combustível foi reduzida de 10,12 (simulação_tese) para 5,71% molar (simulação_2). Com isso, foi avaliado o desempenho dos permutadores que tiveram suas condições de operação modificada em relação ao dia 04/02/2010.

5.1.1. Avaliação dos Permutadores

A seguir está apresentada a avaliação realizada no HTRI 6.0 para os condensadores de topo da fracionadora, condensadores de interestágio, condensadores de alta pressão e do permutador intermediário da torre absorvedora primária:

1) <u>Condensadores de Topo da Fracionadora:</u> são 8 permutadores, onde no arranjo são 4 em paralelo e 2 em série (P-01 A..H). Recentemente a

refinaria instalou mais um permutador do tipo Compabloc, trocadores de calor a placas, (P-01I) paralelamente ao sistema existente de permutadores. Não foi possível avaliar o desempenho do permutador de placas e foi considerado, a partir de informações da folha de dados de processo deste equipamento, que aproximadamente 1/3 da vazão total do sistema de topo passa por este equipamento. Atualmente, não existe qualquer medição no campo que possa indicar quanto de vazão passa pelos permutadores de placa. As avaliações foram realizadas tanto para a simulação que representa o dia 04/02/2010 como para as condições sugeridas pela simulação_2. Um resumo dos resultados está apresentado na Tabela 25 e as saídas do programa HTRI encontram-se no Apêndice E. Conforme resultado, seria necessário uma maior vazão de água de resfriamento para que fosse possível abaixar a temperatura do fluido quente de 45ºC para 38ºC, este aumento de acordo com a simulação_2 seria de aproximadamente 18%, assim como, a carga térmica dos permutadores casco-tubo aumentou nesta mesma proporção.

Tabela 25 – Avaliação dos Condensadores de Topo

	FD do Permutador		balanço_040210_tese		simulação_2	
	P-01 A..H	P-01 I	P-01 A..H (HTRI)	P-01 I (PETROX)	P-01 A..H (HTRI)	P-01 I (PETROX)
Carga Térmica (Gcal/h)	16,4	9,1	18,6	8,7	19,3	9,1
U (kcal/m².h.ºC)	267,6		252,4		247,9	
Vazão total - fluido quente (kg/h)	157633	54660	141310	69600	153744	76104
Temp. ENT/SAI - Fluido quente	113/38	140/36	129/45		126/38	
Temp. ENT/SAI - Fluido frio	30/45	29/45	30/45		30/45	
Vazão de água de resfriamento (kg/h)	1093998	531600	1241940	579924	1286640	608612

2) <u>Condensadores do Interestágio:</u> são 4 permutadores, onde no arranjo são 2 em paralelo e 2 em série (P-12 A..D). Recentemente a refinaria instalou um permutador do tipo Compabloc (P-12E) paralelamente ao sistema existente de permutadores. Não foi possível avaliar o desempenho do permutador de placas e foi considerado, a partir de informações da folha de dados de processo deste equipamento, que metade da vazão total do sistema passa pelo equipamento. As avaliações foram realizadas tanto para a simulação que representa o dia 04/02/2010 como para as condições sugeridas pela simulação_2. Conforme Tabela 26, os condensadores do Interestágio apresentam folgas em relação ao projeto original. Este fato reflete que pode estar havendo na unidade uma possível falta de água de resfriamento para estes equipamentos, já que durante a operação do dia 04/02/2010, a

temperatura de saída do fluido quente foi de 41ºC, e de acordo com o HTRI, a temperatura poderia chegar a 38 ºC com folga. As saídas do programa HTRI encontram-se no Apêndice F.

Tabela 26 – Avaliação dos Condensadores de Interestágio

	Projeto		balanço_040210_tese		simulação_2	
	P-12 A..D	P-12E	P-12 A..D (HTRI)	P-12E (PETROX)	P-12 A..D (HTRI)	P-12E (PETROX)
Carga Térmica (Gcal/h)	6,5	4,6	2,8	2,7	2,9	2,7
U (kcal/m².h.ºC)	377,4		245,3		280,6	
Vazão total - fluido quente (kg/h)	118745	63975	47633		60075	
Temp. ENT/SAI - Fluido quente	79/38	90/38	82/41		77/38	
Temp. ENT/SAI - Fluido frio	30/45	29/45	30/45		30/45	
Vazão de água de resfriamento (kg/h)	433769	290238	187713	178454	191622	182842

3) <u>Condensadores de Alta Pressão:</u> são 2 permutadores, onde no arranjo são 2 em série (P-13 A/B). Recentemente a refinaria instalou um permutador do tipo Compabloc (P-13C) paralelamente ao sistema existente de permutadores. Não foi possível avaliar o desempenho do permutador de placas, foi considerado, a partir de informações da folha de dados deste equipamento, que metade da vazão total do sistema passa pelo equipamento. As avaliações foram realizadas tanto para a simulação que representa o dia 04/02/2010 como para as condições sugeridas pela simulação_2. Apesar destes equipamentos, de acordo com o HTRI, terem apresentado uma folga de área durante a operação do dia 04/02/2010, os permutadores não foram capazes de resfriar o fluido quente para 38ºC pelas condições sugeridas na simulação_2, chegando a apenas 41ºC. Evidenciando a necessidade de alterações no projeto para obtenção deste valor ou a inserção de um novo equipamento. Um resumo dos resultados está apresentado na Tabela 27 e as saídas do programa HTRI encontram-se no Apêndice G.

Tabela 27 – Avaliação dos Condensadores de Alta Pressão

	Projeto		balanço_040210_tese		simulação_2	
	P-13 A..D	P-13E	P-13 A..D (HTRI)	P-13E (PETROX)	P-13 A..D (HTRI)	P-13E (PETROX)
Carga Térmica (Gcal/h)	7,8	8,1	4,2	4,1	4,9	5,2
U (kcal/m².h.ºC)	622,5		367,4		381,9	
Vazão total - fluido quente (kg/h)	230050	230054	143903		160298	
Temp. ENT/SAI - Fluido quente	77/41		80/45		76/41	
Temp. ENT/SAI - Fluido frio	30/45		30/45		30/45	
Vazão de água de resfriamento (kg/h)	518456	543000	283367	276017	328175	346740

4) <u>Permutador do *Pumparound* da Absorvedora Primária:</u> um único permutador realiza o serviço no *pumparound* da torre Absorvedora Primária (P-30). As

avaliações foram realizadas tanto para a simulação que representa o dia 04/02/2010 como para as condições sugeridas pela simulação_2. Conforme Tabela 28, não seria possível resfriar o fluido quente até 38ºC pelas condições propostas na simulação_2. Evidenciando a necessidade de alterações no projeto para obtenção deste valor ou a inserção de um novo equipamento. As saídas do programa HTRI encontram-se no Apêndice H.

Tabela 28 – Avaliação do Permutador Intermediário da Absorvedora Primária

	Projeto	balanço_040210_tese	simulação_2
	P-30		
Carga Térmica (Gcal/h)	0,61	0,70	0,92
U (kcal/m².h.ºC)	608,8	688,2	715,9
Vazão total - fluido quente (kg/h)	97930	148469	158261
Temp. ENT/SAI - Fluido quente	49/38	51/42	49/38
Temp. ENT/SAI - Fluido frio	30/38		
Vazão de água de resfriamento (kg/h)	77723	88131	114794

De acordo com as avaliações dos permutadores, apenas os condensadores de interestágio estariam aptos para resfriar o fluido quente de processo para 38 ºC. De acordo com o estudo econômico, que será apresentado no capitulo 6, serão considerados novos permutadores casco-tubo em paralelo aos condensadores de alta pressão e com o mesmo projeto dos originais.

No caso dos condensadores de topo da fracionadora principal o estudo econômico irá considerar a instalação de um condensador a ar para operar em série com os permutadores originais. A instalação de um condensador a ar no sistema de topo da fracionadora principal é sempre uma boa opção por proporcionar baixa perda de carga e não necessitar de água de resfriamento já que atualmente a grande maioria das refinarias não tem disponibilidade desta utilidade. Será aproveitado o projeto de um condensador a ar dimensionado recentemente para esta mesma unidade, ver Apêndice T.

No caso do permutador do *pumparound* da absorvedora primaria será considerado a substituição do equipamento original.

5.2. AVALIAÇÃO DO COMPRESSOR DE GASES

A unidade de FCC em estudo tem um compressor de gases centrífugo com dois estágios de compressão onde o acionador é uma turbina a vapor, o mesmo foi avaliado com base nos dados da RM (*Material Requisition*) das máquinas e informações de testes

de performance. A simulação utilizada para a avaliação foi a simulação_2 referenciada na primeira parte deste trabalho.

As curvas de *head* termodinâmico e rendimento termodinâmico contra vazão volumétrica aspirada para os compressores centrífugos podem ser apresentadas em base adiabática ou politrópica. A primeira tem como vantagem o fato do *head* adiabático (H_k) ser função exclusivamente das características do serviço de compressão, o que facilita os cálculos. Por outro lado, o uso de *head* politrópico (H_p) é preferido pelos fabricantes principalmente porque as operações realizadas são mais precisas. Como estão disponíveis somente informações das eficiências adiabáticas (η_k), estas foram as informações utilizadas.

As avaliações foram baseadas nas informações da RM, nas curvas características originais do 1º e 2º estágios, nos desvios de *head* e eficiência obtidos em testes de desempenho deste equipamento na unidade. Sobre as curvas de *head* adiabático e eficiência adiabática serão consideradas, para cada estágio, uma perda relativa de *head* e uma perda relativa de eficiência de modo a nos aproximarmos da condição atual da máquina.

No entanto, algumas simplificações precisaram ser feitas devido ausência de informações sobre a performance do equipamento em diferentes vazões e rotações. Outra limitação é que os dados de eficiência da máquina são para 100% da rotação, neste caso, foram considerados em qualquer rotação a mesma eficiência, ou seja, foi considerada a eficiência sendo função somente da vazão. Durante a execução de um projeto básico é recomendável que seja solicitado ao fabricante as curvas de eficiência em diferentes rotações.

<u>Avaliação do Primeiro Estágio do Compressor de Gases:</u>

1) Dados da Simulação_2:

Pressão de descarga do 1º estágio = 4,97 kgf/cm².abs

Vazão de sucção do 1º estágio = 52310 m³/h

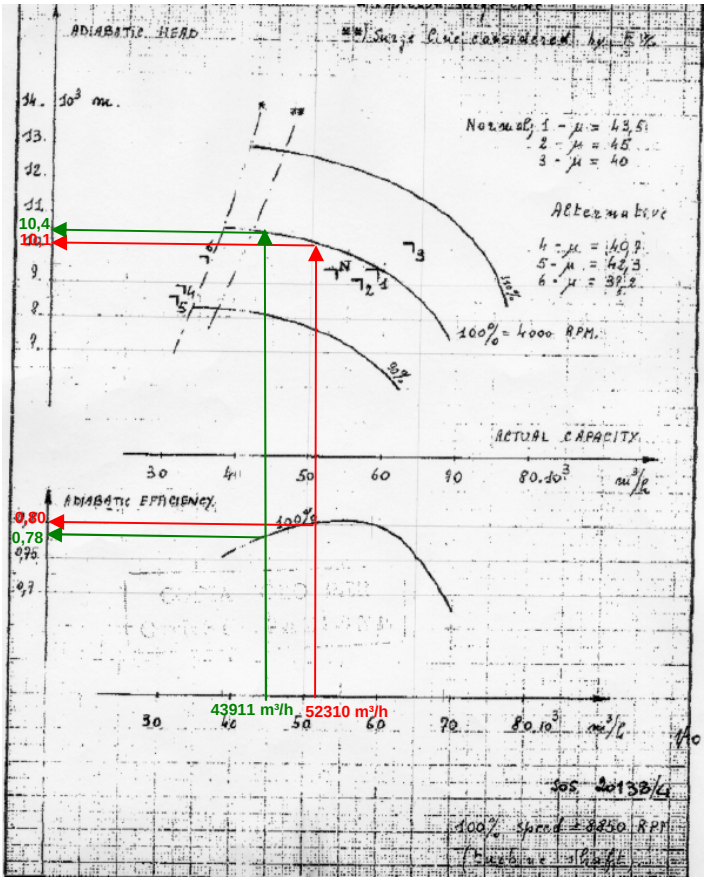


Figura 15 – Curvas do *Head* Adiabático e Eficiência Adiabática para o Primeiro Estágio do Compressor de Gases. Curvas Originais Obtidas na RM da Máquina.

2) Pela Figura 15 foram obtidos os seguintes valores para 100% da rotação:

$$H_k = 10{,}1 \cdot 10^3 \; m \cdot kgf \; / \; kg$$

$$\eta_k = 0{,}8$$

3) De acordo com testes de performance realizados para o primeiro estágio do compressor de gases, foram registrados alguns desvios nos valores do *head* e de eficiência em relação as curvas apresentadas na RM, estas informações estão apresentadas na Tabela 29:

Tabela 29 – Valores de Testes de Performance para o 1º Estágio do Compressor

Data hora	Horas de operação:	Desvio Head(%):	Desvio Eficiência(%):	Eficiência(%):
17-08-2001 10:00:00	,0	-9,2	-5,9	76,4
30-08-2001 09:40:00	311,0	-7,6	-6,2	76,7
05-09-2001 07:00:00	453,0	-9,9	-7,3	75,3
12-09-2001 09:30:00	623,0	-12,9	-7,0	75,4
14-09-2001 10:00:00	672,0	-13,6	-7,7	74,4
23-03-2004 10:30:00	22776,0	-14,3	-9,0	71,8
11-05-2004 10:00:00	23952,0	-11,8	-8,9	71,1
14-02-2005 14:00:00	30652,0	-13,3	-8,7	74,3
29-11-2006 06:40:00	46316,0			71,1
29-11-2006 11:40:00	46321,0	-12,7	-7,6	71,8

Para os desvios, foi considerada uma média dos valores obtidos entre os anos de 2004 a 2006:

Desvio do *Head* = - 13,02%

Desvio da Eficiência = - 8,55%

$H_k = H_k - H_k \cdot 0{,}13 = 8787\ m \cdot kgf\ /\ kg$

$\eta_{kcorrigido} = \eta_k - \eta_k \cdot 0{,}08 = 0{,}736$

Existe uma relação aproximada entre ηk e ηp, definidas no Chemical Process Equipment, Selection and Design, equação 7.19, Revised second edition, (James R. Couper, W. Roy Penney, James R. Fair, Stanley M. Walas), e que pode ser aplicada para o cálculo da eficiência adiabática:

$$\eta_k = \frac{r^{(k-1)/k} - 1}{r^{(k-1)/k\eta p} - 1} \text{; para } \eta_k = 0{,}736 \quad \Rightarrow \quad \eta_p = 0{,}757$$

Onde:

$r = \frac{P_2}{P_1}$; razão de compressão;

$k = \frac{C_p}{C_v}$; expoente da evolução isentrópica;

C_p; calor específico à pressão constante;

C_v ; calor específico a volume constante.

4) Cálculo da Potência e *Head* pelo Petrox:

Uma nova simulação foi criada (simulação_2_compressor) para calcular a potência e o *head* do primeiro estágio do compressor de gases com a eficiência obtida no item 3. Uma opção, foi simular o equipamento como um compressor alternativo já que a eficiência fornecida na entrada do módulo é a eficiência adiabática. Nesta opção o simulador calcula apenas a potência, e o *head* pode ser calculado a partir deste valor:

$W = 4946{,}46\ HP \quad \therefore$ Como, $1HP = 1{,}01386812\ CV$

$$W = 4946{,}46\ HP \times \frac{1{,}014\ CV}{1\ HP} \times \frac{75\ kgf \cdot m/s}{1\ CV} = 376178{,}28\ m \cdot kgf\ /\ s$$

$M = 111826{,}78\ kg/h = 31{,}06\ kg/s$

$$Hk = \frac{W \cdot \eta k}{M} \therefore H_k = \frac{376178{,}28 \times 0{,}736}{31{,}06} = 8914\ m$$

Onde:

W ; Potência;

M ; Vazão Mássica;

η_k ; Eficiência Adiabática.

5) O valor encontrado pelo simulador é bem próximo do que foi obtido pela curva e considerando os dados do teste de desempenho da máquina para o primeiro estágio do compressor de gases.

Outra opção foi simular o equipamento como um compressor centrífugo e utilizar a eficiência politrópica calculada anteriormente. Neste caso, a saída do compressor calcula tanto a potência como o *head* politrópico que a partir deste valor pode ser calculado o *head* adiabático pela seguinte correlação:

$$\frac{H_k}{H_p} = \frac{\eta_p}{\eta_k}$$

Pela saída da nova simulação $H_p = 9137{,}28\ m.kgf\ /\ kg \Rightarrow H_k = 8884\ m.kgf\ /\ kg$, o valor calculado também ficou bem próximo do obtido inicialmente.

<u>Avaliação do Segundo Estágio do Compressor de Gases:</u>

6) Dados da Simulação_2:

Pressão de descarga do 2º estágio = 19,51 kgf/cm².abs

Vazão de sucção do 2º estágio = 14450,0 m³/h

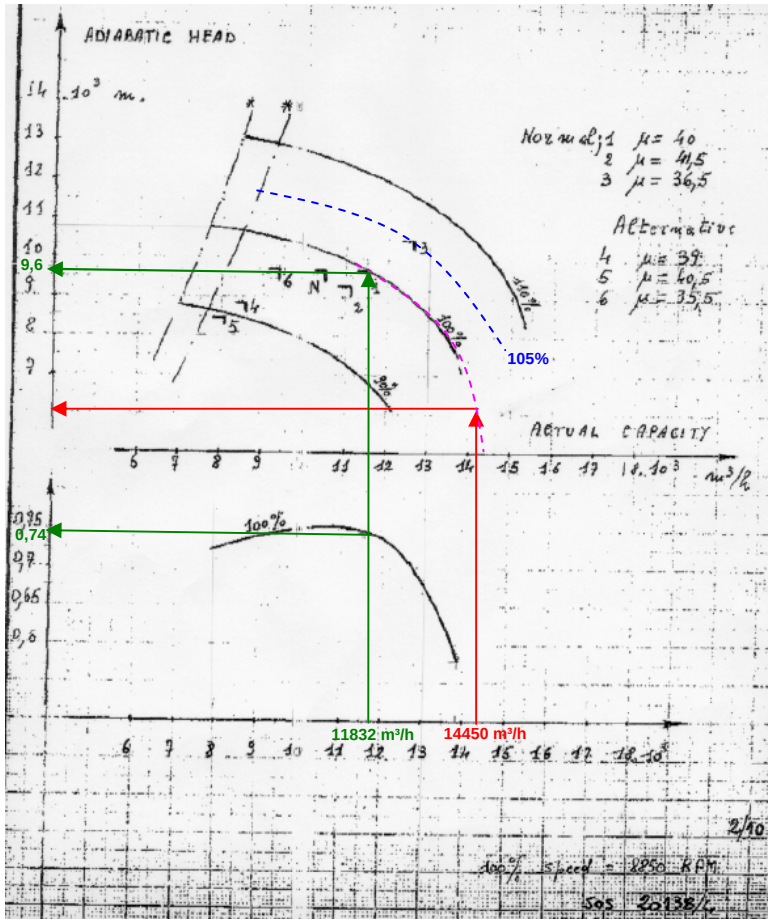


Figura 16 – Curvas do *Head* Adiabático e Eficiência Adiabática para o Segundo Estágio do Compressor de Gases. Curvas Originais Obtidas na RM da Máquina.

Apenas pela análise da Figura 16, verifica-se que a vazão volumétrica na entrada do segundo estágio do compressor de gases está muito elevada, se aproximando de uma condição conhecida como “stonewall”, condição que não foi explicitada na RM do equipamento. Nestas condições, o compressor teria que operar com uma rotação acima dos 100%, porém, a eficiência no segundo estágio do compressor ainda permaneceria muito baixa. Para uma melhor visualização, as curvas do *head* e eficiência do compressor de gases, Figuras 15 e 16, estão novamente apresentadas no Apêndice I.

De acordo com testes de performance realizados para o segundo estágio do compressor de gases, também foram registrados desvios nos valores do *Head* e de eficiência em relação às curvas originais apresentadas na RM. Estas informações estão apresentadas na Tabela 30:

Tabela 30 – Valores de Testes de Performance para o 2º Estágio do Compressor.

Data hora	Horas de operação:	Desvio Head(%):	Desvio Eficiência(%):	Eficiência(%):
17-08-2001 10:00:00	,0	16,5	-3,2	73,1
30-08-2001 09:40:00	311,0	21,3	,6	74,1
05-09-2001 07:00:00	453,0	19,1	,0	74,2
12-09-2001 09:30:00	623,0	16,6	-1,4	72,8
14-09-2001 10:00:00	672,0	16,7	-1,7	72,2
23-03-2004 10:30:00	22776,0	13,2	-6,4	71,2
11-05-2004 10:00:00	23952,0	6,9	-7,5	70,8
14-02-2005 14:00:00	30652,0	20,1	4,7	73,8
29-11-2006 06:40:00	46316,0	18,1	4,2	76,8
29-11-2006 11:40:00	46321,0	22,9	6,9	77,2

Igualmente como foi realizado para os dados do 1º estágio, foi considerada uma média dos valores obtidos entre os anos de 2004 a 2006:

Desvio do *Head* = + 16,2%

Desvio da Eficiência = - 0,4%

Para contornar esta condição de operação torna-se necessário reduzir a vazão volumétrica do segundo estágio do compressor, e medidas como aumentar a pressão de sucção do primeiro estágio e diminuir a perda de carga no sistema de interestágio contribuem para esta redução.

Tipicamente as torres fracionadoras principais de FCC operam com pressão de topo entre 1,0 e 1,6 kgf/cm^2 man., pressão que é indiretamente definida pelo *setpoint* adotado no controlador de pressão situado na sucção do compressor de gases. A perda de carga no sistema de topo da fracionadora é, em geral, próxima a 0,35 kgf/cm^2. A perda de carga na torre geralmente está entre 0,1 e 0,25 kgf/cm^2 sendo obtidos valores no início desta faixa quando a fracionadora principal utiliza recheios e valores no final da faixa quando a torre trabalha apenas com pratos e chicanas.

A Linha de Transferência tem em geral perda de carga muito baixa, de cerca de 0,5 psi (0,07 kgf/cm^2), exceto quando ocorre formação de coque na mesma, o que restringe o fluxo do efluente do conversor aumentando a perda de carga.

Assim, a perda de carga total entre o vaso separador do FCC e a sucção do compressor geralmente se encontra entre 0,45 e 0,70 kgf/cm^2, tipicamente próximo a 0,55 kgf/cm^2. Conforme o perfil de pressão do dia 04/02/2010, apresentado no Apêndice C, a perda de carga total obtida foi de 1,12 kgf/cm², bem acima do valor médio.

Já os valores típicos para a pressão na sucção do compressor em unidades de FCC estão em torno de 0,65 e 1,25 kgf/cm^{2}man, e o valor obtido para o dia 04/02/2010 foi de 0,43 kgf/cm² man, bem abaixo dos valores usuais, contribuindo para a elevação da vazão volumétrica com a mudança do perfil de rendimentos.

Há alguns anos foram instalados na unidade em estudo, alguns trocadores de calor a placas. Estes equipamentos foram instalados paralelamente a sistemas de resfriamento

existentes, onde um destes casos já mencionado foi o sistema de topo da fracionadora principal.

O permutador foi instalado com o intuito de suprir a carga térmica necessária aos condensadores de topo da fracionadora, porém, este fato contribuiu com o aumento da perda de carga neste sistema, principalmente, pelo projeto deste equipamento ter considerado uma perda de carga total admissível de 0,4 kgf/cm² (5,7psi). O valor a ser considerado deveria ter sido duas vezes menor que o valor apresentado, isto é, o mesmo para os condensadores casco-tubo existentes.

No sistema de interestágio do compressor de gases, a perda de carga encontrada foi de 0,53 kgf/cm² no dia 04/02/2010, porém, neste sistema também foi instalado um resfriador a placas, onde no projeto, a perda de pressão total admissível considerada foi de 0,3 kgf/cm². Seguindo a mesma consideração do caso anterior, o valor a ser seguido deveria ter sido igual ao valor de projeto dos resfriadores casco-tubo originais do interestágio.

Para fins ilustrativos foi realizado no Petrox um estudo de análise de sensibilidade (simulação_2.1_compressor) para que fosse possível conhecer qual a influência do aumento da pressão de sucção do compressor na redução das vazões volumétricas para este equipamento. Foi considerada para o 1º estágio a eficiência politrópica calculada no item anterior (75,7%) e a relação de compressão mantida constante (3,56). Nesta avaliação, o valor da perda de carga do interestágio não foi alterado. Os valores encontrados estão representados no gráfico da Figura 17.

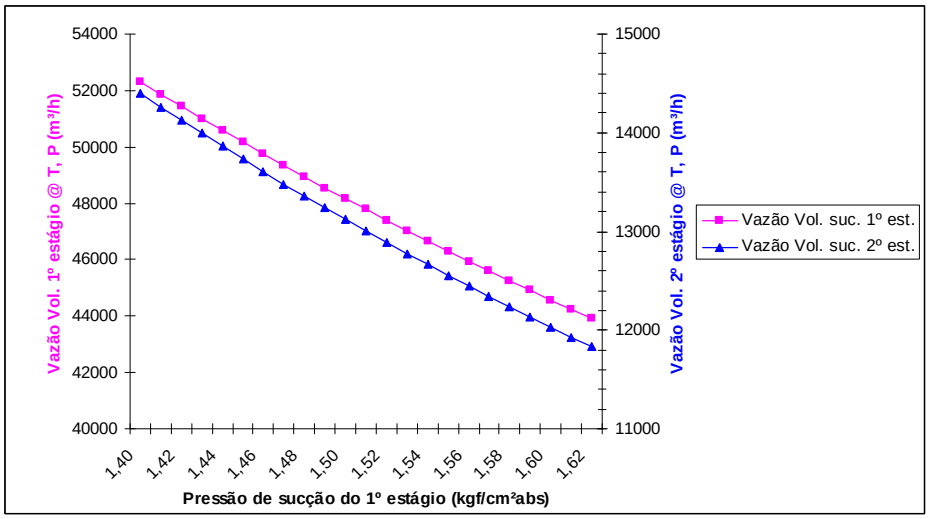


Figura 17 – Gráfico com os Resultados da Análise de Sensibilidade entre a Pressão de Sucção no 1º Estágio do Compressor de Gases x Vazões Volumétricas do 1º e 2º Estágios do Compressor

De acordo com a Figura 16, para a operação do segundo estágio do compressor de gases, vazões entre 10000 e 12000 m³/h seriam aceitáveis, podendo chegar até 13000 m³/h, mas o ideal seria o quanto mais próximo de 11000m³/h devido a eficiência mais elevada. Valores acima de 12000 m³/h levariam a uma queda acentuada da mesma. De acordo com os resultados da análise de sensibilidade uma pressão na sucção de 1,62 kgf/cm²abs (0,65 kgf./cm²man), pressão mínima típica recomendada na sucção do compressor, corresponderia a uma vazão na sucção do segundo estágio de 11832 m³/h. A pressão atmosférica considerada para cálculos na unidade foi de 0,965 kgf/cm².

Este aumento na pressão de sucção do primeiro estágio corresponderia reduzir, idealmente, a perda de carga a montante do equipamento em 0,22 kgf/cm², seguindo esta modificação, uma nova avaliação do compressor foi realizada (simulação_2.2_compressor):

<u>Avaliação do Primeiro Estágio do Compressor de Gases p/ o Novo Perfil de Pressão:</u>

1) Dados da Simulação_2.2_compressor:

Pressão de descarga do 1º estágio = 5,77 kgf/cm².abs

Vazão de sucção do 1º estágio = 43910,74 m³/h

Importante ressaltar que foi mantida a relação de compressão obtida no dia 04/02/2010.

2) Pelo gráfico da Figura 15 foram obtidos os seguintes valores para 100% da rotação:

$$H_k = 10{,}4 \cdot 10^3 \; m \cdot kgf / kg$$

$$\eta_k = 0{,}78$$

3) Utilizando os valores dos desvios para o *Head* e Eficiência Politrópicas, temos:

$$H_k = H_k - H_k \cdot 0{,}13 = 9048 \; m \cdot kgf / kg$$

$$\eta_{kcorrigido} = \eta_k - \eta_k \cdot 0{,}08 = 0{,}72$$

4) Utilizando a seguinte correlação, obtemos a Eficiência Adiabática:

$$\eta_k = \frac{r^{(k-1)/k} - 1}{r^{(k-1)/k\eta p} - 1} \text{; para } \eta_k = 0{,}72 \quad \Rightarrow \quad \eta_p = 0{,}742$$

5) Simulando um compressor centrífugo com as condições acima calculadas, obteve-se o seguinte *Head* Politrópico:

$$H_p = 9290{,}55 \; m; \quad valor\, obtido\, no\, Petrox$$

6) Pela correlação a seguir obteve-se o *Head* Adiabático, e com isto, foi possível comparar com o valor inicialmente obtido na curva do compressor:

$$\frac{H_k}{H_p} = \frac{\eta_p}{\eta_k}; \quad \Rightarrow H_k = 9015\, m$$

<u>Avaliação do Segundo Estágio do Compressor de Gases p/ o Novo Perfil de Pressão:</u>

7) Dados da Simulação_2.2_compressor:

Vazão de sucção do 2º estágio = 11831,04 m³/h

8) Pelo gráfico da Figura 16 foram obtidos os seguintes valores para 100% da rotação:

$$H_k = 9{,}6 \cdot 10^3\ m \cdot kgf\ /\ kg$$

$$\eta_k = 0{,}74$$

9) Utilizando os valores dos desvios para o *Head* e Eficiência Politrópicas, temos:

$$H_k = H_k + H_k \cdot 0{,}162 = 11155\ m \cdot kgf\ /\ kg$$

$$\eta_{kcorrigido} = \eta_k - \eta_k \cdot 0{,}004 = 0{,}737$$

10) Utilizando a seguinte correlação, obtemos a Eficiência Adiabática:

$$\eta_k = \frac{r^{(k-1)/k} - 1}{r^{(k-1)/k\eta p} - 1}; \text{ para } \eta_k = 0{,}737 \quad \Rightarrow \quad \eta_p = 0{,}762$$

11) Simulando um compressor centrífugo com as condições acima calculadas, obteve-se o seguinte *Head* Politrópico:

$$H_p = 9840{,}47\ m; \quad valor\, obtido\, no\, Petrox$$

12) Pela correlação a seguir obteve-se o *Head* Adiabático, e com isto, foi possível comparar com o valor inicialmente obtido na curva do compressor:

$$\frac{H_k}{H_p} = \frac{\eta_p}{\eta_k}; \quad \Rightarrow H_k = 10174\, m$$

O valor do *head* obtido pelo simulador foi menor do que o obtido pela curva, acrescentado pelo respectivo desvio, indicando que o compressor poderia operar com rotação um pouco abaixo de 100%.

A avaliação realizada do compressor de gases mostrou que para que seja possível a alteração do perfil de rendimentos dos produtos sem prejudicar o funcionamento do compressor, ou melhor dizendo, do segundo estágio do compressor, será necessário reduzir entre 100 e 200 gf/cm² a perda de carga desde o vaso separador até a sucção do equipamento.

Uma sugestão inicial seria aumentar a pressão de sucção do primeiro estágio de compressor de gases pela redução da perda de carga existente entre o vaso separador e a sucção do compressor. Esta redução poderia ocorrer pela troca dos internos da fracionadora, como por exemplo, a troca dos pratos por recheio, mudança no projeto dos condensadores de topo ou no arranjo geométrico dos mesmos, e a substituição do Compabloc instalado devido a maior perda de carga admissível no projeto deste equipamento em relação aos permutadores casco-tubo instalados originalmente.

Uma segunda opção seria tentar reduzir a perda de carga apenas na seção do interestágio do compressor, já que o primeiro estágio não apresenta problemas com a mudança para o novo perfil. A partir de algumas alterações no projeto dos permutadores de interestágio, como a substituição do Compabloc instalado ou no arranjo deste sistema, seria possível reduzir a perda de carga nesta seção, aumentando com isto, a pressão na sucção do segundo estágio do compressor e reduzindo a vazão volumétrica na entrada deste equipamento. Qualquer outra mudança operacional ou de projeto que leve à redução desta vazão também contribuirá com o desempenho do equipamento.

Além do compressor de gases a turbina deste equipamento também deverá ser avaliada já que neste trabalho não houve a avaliação deste equipamento.

5.3. SUGESTÕES DE MUDANÇAS NO *HARDWARE* DA UFCC PARA ADEQUAÇÃO DO NOVO PERFIL DE RENDIMENTOS

Dando continuidade a avaliação da unidade frente à mudança no perfil de rendimento dos produtos, outras sugestões surgem adiante visando principalmente à redução da perda de compostos de C_3^+ no gás combustível a patamares operacionalmente aceitáveis. A diferença das sugestões anteriores que visavam este objetivo é que em principio as próximas vão necessariamente precisar de mudanças no projeto dos equipamentos da unidade. O que foi intencionalmente evitado, até então, durante desenvolvimento do trabalho. As mudanças sugeridas são: aumento da corrente de reciclo de nafta craqueada para a absorvedora primária; recontato das correntes de nafta

craqueada e nafta instabilizada e introdução de *chillers* nos principais permutadores da seção de recuperação de produtos.

5.3.1. Aumento do Reciclo de Nafta Craqueada Acima da Capacidade da Bomba

Para cada mudança sugerida uma nova simulação foi criada, porém, foram mantidas as alterações realizadas nas simulações 1 e 2. Apenas recapitulando as modificações realizadas até o momento, as mesmas foram as seguintes: aumento do reciclo de nafta craqueada até a capacidade nominal da bomba (simulação_1) e redução das temperaturas de saída do fluido quente de processo para 38ºC nos condensadores de topo da fracionadora, interestágio, de alta pressão e do *pumparound* da absorvedora primária (simulação_2). Para a simulação da condição atual sugerida (simulação_3), não foi considerada a redução da perda de carga na sucção da fracionadora principal durante a avaliação do compressor de gases da unidade.

Na nova proposta foi criado um controlador para fixar a perda de C_3^+ em 3,0 % molar na corrente de topo da absorvedora secundária, isto é, no gás combustível produto. Para que fosse possível atingir esta especificação a vazão do reciclo de nafta craqueada para a absorvedora primária foi variada até o valor especificado ter sido obtido. Na Tabela 31, são apresentados os principais resultados desta simulação.

Tabela 31 – Principais Resultados da Simulação_3.1

Seções de Fracionamento e Recuperação de Gases		
Equipamento	**Unidade**	**Simulação_3.1**
Fracionadora principal - Maiores vazões de vapor @ T e P		
Refluxo Circulante de Topo	m^3/h	112284
Fracionamento Nafta x LCO	m^3/h	123770
Refluxo Circulante de HCO	m^3/h	115102
Fracionamento HCO x OD	m^3/h	120172
Refluxo Circulante de Borra	m^3/h	149542
Compressor de Gases		
Vazão de sucção do 1º estágio	m^3/h	52228,6
Vazão de sucção do 1º estágio	kg/h	111659
Vazão de sucção do 2º estágio	m^3/h	14424,0
Vazão de sucção do 2º estágio	kg/h	95411
Peso molecular da corrente de sucção do 1º estágio	kg/kmol	39,7
Peso molecular da corrente de sucção do 2º estágio	kg/kmol	37,7
C3 na sucção do 1º estágio	% peso	23,5
C4 na sucção do 1º estágio	% peso	26,4
C4- na sucção do 1º estágio	% peso	66,9
C3 na sucção do 2º estágio	% peso	26,9

C4 na sucção do 2º estágio	% peso	28,8
C4- na sucção do 2º estágio	% peso	75,4
Condensadores - Carga Térmica		
Condensador de Topo da Fracionadora	Gcal/h	27,6
Condensador Interestágio	Gcal/h	5,5
Condensadores de Alta Pressão	Gcal/h	11,2
Vaso de alta		
Vazão de vapor - Carga da Abs. Primária	m^3/h	2702,0
Vazão de líquido - Carga da Retificadora	m^3/h @ 20ºC	496,7
Retificadora		
Vazão de vapor no topo	m^3/h	1202,2
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	3127,9
Carga Térmica no Refervedor Intermediário	Gcal/h	6,1
Carga Térmica no Refervedor	Gcal/h	12,4
Absorvedora Primária		
Vazão de nafta instabilizada	m^3/h @ 20ºC	129,8
Reciclo de nafta desbutanizada	m^3/h @ 20ºC	150,7
Vazão líquida de carga	m^3/h @ 20ºC	280,5
Perda de C3+ no topo	% peso	17,4
Perda de C3+ no topo	% mol	6,3
Carga - líquido	kmol/h	2057,0
Produto de topo - vapor	kmol/h	1193,9
Razão L/V no topo	kmol/kmol	1,7
Vazão de produto no fundo	m^3/h @ 20ºC	345,7
Vazão de saída do líquido no fundo	kmol/h	2887,4
Vazão de entrada do vapor no fundo	kmol/h	2024,2
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	1,4
Maior vazão de vapor no leito superior	m^3/h	2354,9
Maior vazão de vapor no leito inferior	m^3/h	2708,2
Recuperação de C3+	% mol	84,4
Recuperação global de C3+	% mol	90,8
Absorvedora Secundária		
Perda de C3+ no topo	% peso	7,6
Perda de C3+ no topo	% mol	3,0
Carga líquida - óleo pobre	kmol/h	205,9
Produto de topo - Gás combustível	kmol/h	1126,2
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,18
Produto de fundo - óleo rico	kmol/h	273,6
Produto de fundo - vapor	kmol/h	1193,9
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	0,23
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	2811,7
Recuperação de C3+	% mol	55,0
Recuperação global de C3+	% mol	9,2
Desbutanizadora		
Carga Térmica nos Condensadores de Topo da Desbutanizadora	Gcal/h	10,8
Carga Térmica dos Refervedores	Gcal/h	10,7
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	5104,9
PVR nafta	kgf/cm^2	0,67
Intemperismo GLP	ºC	1,78

PFE nafta	ºC	219
Propeno no GLP	ton/h	21,9
Propeno produto	ton/h	20,6

Para reduzir a perda de compostos de C_3^+, até o valor estipulado, seria necessário aumentar a capacidade nominal de bombeamento da nafta craqueada de reciclo em duas vezes e meia, e como a vazão de nafta instabilizada oriunda do vaso de topo da fracionadora permaneceu constante, a vazão total de líquido de absorção para a torre absorvedora primária foi elevada em aproximadamente 50% em relação às condições sugeridas pela simulação_2. A folha de dados original da bomba de reciclo está no Apêndice J.

Este aumento causa reflexos, de diferentes proporções, em todo o circuito da nafta craqueada de reciclo, isto é, na bomba de reciclo da nafta craqueada, na torre absorvedora primária, nos condensadores de alta pressão, no vaso de alta pressão, bomba de carga da retificadora, na retificadora, desbutanizadora, e nos resfriadores finais de nafta craqueada.

Uma mudança significativa ocorrida após a troca do perfil de rendimentos com maior concentração de propeno foi a redução da temperatura de saturação no produto de topo da desbutanizadora, isto é, no GLP, e para minimizar este efeito, foi preciso reduzir a temperatura de condensação no topo da desbutanizadora para 37 ºC.

Começando a avaliação pela torre absorvedora primária haveria a necessidade da troca dos recheios do leito superior e inferior, esta conclusão foi obtida após a utilização do programa KG-Tower 5.0 da Koch-Glitsch, software obtido gratuitamente através do site do fabricante, foi identificada a ocorrência de inundação nos dois leitos da torre (Apêndice J). Assim como os internos, todo o sistema do *pumparound* da absorvedora primária também precisa ser substituído. De acordo com a simulação_2 o permutador do *pumparound* já havia se mostrado inapto para reduzir a temperatura do fluido quente de processo para 38ºC e as bombas do pumparound precisariam ser substituídas por novas devido a vazão obtida (211 m³/h @ T, P) ser 25 % superior a vazão máxima de projeto (169 m³/h @ T, P).

Para os condensadores de alta pressão, casco-tubo, seria necessário uma alteração no projeto para permitir o resfriamento do efluente até 38ºC. Sem esta alteração, o efluente seria resfriado a apenas 41,5ºC (ver avaliação no Apêndice J). A avaliação destes equipamentos já havia sido realizada com a condição sugerida pela simulação_2, e os mesmos apresentaram área de troca insuficiente para atingir 38ºC.

O vaso de alta pressão também foi avaliado e não apresentou limitações no projeto, os tempos de residência calculados para a separação entre as fases estavam adequados (Apêndice J).

Devido a complexidade dos internos instalados na torre retificadora foi desenvolvido pelo próprio Cenpes um programa para avaliação dos pratos instalados, pois trata-se de pratos borbulhadores retangulares denominados *tunnel-caps* e de três passes. De acordo com os resultados obtidos, a torre não apresentou necessidade de mudança frente ao caso sugerido (Apêndice J).

A torre retificadora tem instalado dois refervedores, um a vapor e outro com fluido de processo que troca calor com o refluxo circulante de nafta craqueada pesada da fracionadora principal. Apenas o refervedor com vapor foi avaliado pelo HTRI e ,apesar de um pequeno *overdesign* negativo, este equipamento foi considerado apto para o caso proposto (Apêndice J).

Para enquadrar intemperismo no GLP, foi necessário elevar a temperatura de fundo da torre retificadora, acima do valor estipulado no dia 04/02/2010, através do aumento da carga térmica do refervedor de fundo. A mudança no perfil de temperatura da torre retificadora foi realizada sem uma análise prévia se seria possível um aumento da carga térmica do refervedor de fundo pelo lado do refluxo circulante de nafta. Neste caso, uma análise futura mais rigorosa, com integração energética entre as seções, deverá ser realizada para este caso.

A soma das cargas térmicas de projeto dos dois refervedores da torre retificadora equivale a 14,4 Gcal/h, e pela simulação_3.1 este valor totalizou 18,4 Gcal/h, faltado 4 Gcal/h para realizar o serviço proposto. Como sugestão para solucionar a falta de carga térmica para a torre, será sugerido a troca do serviço do permutador carga x fundo da torre desbutanizadora para atuar em série com o atual refervedor da torre retificadora. Um esquema de outra unidade de FCC da Petrobras, com o arranjo proposto, pode ser visualizado no Apêndice J.

Para a estimativa inicial de investimento que será apresentada no capitulo 6, foi necessário projetar um novo refervedor, já que o atual carga x fundo da torre desbutanizadora não estaria apto para o novo serviço. O novo equipamento vai operar em série com o atual refervedor de fundo da torre retificadora e que também foi avaliado pelo HTRI. As avaliações realizadas encontram-se no Apêndice J e a soma das cargas térmicas dos refervedores de fundo, a partir desta mudança, passa a ser de 12,4 Gcal/h. Com isto, a torre desbutanizadora deixaria de ter um preaquecimento da carga e os

trocadores de calor na corrente de fundo passam a ter como função o resfriamento a nafta craqueada.

A torre absorvedora secundária também foi avaliada e não apresentou restrições para operar com as condições de processo sugerida pela simulação_3.1. A avaliação da torre foi feita pelo *software* SULCOL versão 2.0.8, proprietário da empresa Sulzer Chemtech. A torre foi avaliada pela utilização de pratos de válvula fixa e as informações geométricas dos pratos juntamente com os resultados estão apresentados no Apêndice J.

A folha de dados da bomba de carga da torre retificadora encontra-se no Apêndice J, e por análise, verifica-se que a vazão obtida na simulação (495 m^3/h) é um pouco superior a máxima de projeto do equipamento (415 m^3/h), logo, um aumento no diâmetro do impelidor deve ser considerado para esta condição, evitando assim, a troca do equipamento.

A torre desbutanizadora foi avaliada pelo programa KG-Tower 5.0 da Koch-Glitsch, tanto os pratos valvulados da seção superior da torre de uma única passagem como os pratos valvulados da seção inferior com duas passagens apresentaram resultados positivos frente as condições sugeridas pela simulação_3.1 e não necessitam de alterações no projeto (Apêndice J).

Os condensadores de topo da desbutanizadora são compostos por 4 permutadores do tipo casco-tubo, sendo 2 em série e 2 em paralelo, e em paralelo a este conjunto, um permutador do tipo Compabloc, permutador de placas. De acordo com a folha de dados daquele equipamento apenas 1/3 da vazão total passa pelo permutador de placas.

Inicialmente os condensadores do tipo casco-tubo foram avaliados pelo HTRI e de acordo com o programa, estes equipamentos estariam aptos para operar com 2/3 da vazão total frente ao caso sugerido (Apêndice J). Porém, um problema foi visualizado na folha de dados do Compabloc que se refere a temperatura de saída do fluido frio, isto é, da água de resfriamento, que foi considerado no projeto uma temperatura de 56,5 ºC, este fato levaria a um *approach* com a temperatura de entrada do fluido quente em menos de 0,5 ºC. Este *approach* poderia ser aumentado frente ao aumento da vazão da água de resfriamento e consequentemente redução da temperatura de saída da água, mas isto levaria a uma reavaliação do equipamento e provavelmente a substituição do mesmo.

Frente a falta de maiores informações do permutador de placas, já que foram obtidas a partir da folha de dados de processo do equipamento e não da folha de dados mecânica, os condensadores casco-tubo foram reavaliados para operarem com 100% da vazão. Neste caso, seria fundamental a adição de mais dois cascos em paralelo para realizar a condensação total do produto de topo da desbutanizadora. Esta escolha foi realizada

principalmente frente ao estudo econômico realizado no capitulo 6 e a rodada considerando três cascos em paralelo e dois em série está no Apêndice J.

Como os refluxos circulantes da fracionadora principal foram simulados de forma simplificada, isto é, um único valor de carga térmica representando as trocas de calor com os permutadores da seção de recuperação de produtos, os refervedores da desbutanizadora não foram avaliados por trocarem calor com a corrente do refluxo circulante de borra da fracionadora principal. Houve apenas uma comparação entre a carga térmica de projeto (11,4 Gcal/h) e a carga térmica obtida no caso proposto (10,7 Gcal/h).

Os refriadores finais de nafta craqueada (P-17, P-20 e P-21A/B) também foram avaliados pelo HTRI. O P-17 pôde ser facilmente simulado já que o mesmo faz o serviço carga x fundo da desbutanizadora, o permutador foi simulado para utilizar a totalidade da sua área de troca térmica, porém, apresentou problemas com velocidade e perda de carga elevada pelo lado da nafta, isto é, do lado do casco. Evidenciando desta forma que o equipamento precisaria de modificações no caso proposto.

O permutador P-20 (fundo desbutanizadora x carga despropanizadora) não teve a mesma facilidade em ser simulado, originalmente este permutador trocava calor com a carga da despropanizadora e atualmente o fluido de processo foi substituído por água de resfriamento. Como não houve informações de mudanças no projeto do equipamento nem acesso a folha de dados com as novas condições de projeto, foi mantido o projeto original do trocador para uma avaliação do equipamento no HTRI, desta forma foi possível identificar que o equipamento também necessitaria de modificações (Apêndice J).

Os permutadores P-21 A/B utilizam água de resfriamento como fluido frio, e foi possível prever a temperatura de entrada mínima do fluido quente de processo para alcançar 40ºC na saída destes equipamentos. Para atingir tal especificação, seria necessário que o P-20 fosse capaz de resfriar a nafta até 87 ºC. Com isto, os P-21 A/B poderiam ser reaproveitados (Apêndice J).

É importante notar que a redução da perda dos compostos de C_3^+ no gás combustível para 3,0 % molar pode ser atingida. Porém, além de demandar mais que o dobro da vazão do reciclo de nafta craqueada original, seriam necessárias alterações nos seguintes equipamentos: nova bomba de reciclo de nafta craqueada, nova bomba do *pumparound* da absorvedora primária, modificações na bomba de carga da retificadora, troca dos internos da absorvedora primária, novo par de condensadores de topo para a desbutanizadora, novo refervedor para a retificadora e por fim adição de dois novos resfriadores finais de nafta craqueada, além das modificações que já haviam sido

sinalizadas com a simulação_2 e com a avaliação do compressor de gases, que foram: novo condensador a ar no topo da fracionadora, novo permutador do *pumparound* da absorvedora primária, novos condensadores de alta pressão e por fim como sugestão para auxiliar na redução da perda de carga entre o vaso separador e a sucção do compressor, a troca dos pratos valvulados da torre fracionadora principal por recheios estruturados.

As modificações propostas para este caso serão apresentadas no capitulo 6 deste trabalho onde foi realizada uma estimativa inicial de custo do empreendimento.

5.3.2. Recontato das Correntes de Nafta Instabilizada com a Nafta Craqueada de Reciclo

Quanto maior o rendimento de propeno, maior é a vazão de vapor oriundo do vaso de alta pressão, com isto, mais compostos C_3 e C_4 precisam ser absorvidos, elevando a temperatura na absorvedora primária devido ao calor latente dos componentes absorvidos. *Intercoolers* ou permutadores de recontato podem ser uma opção para a remoção deste calor, no sentido de aumentar a capacidade de absorção.

De acordo com a configuração típica de uma absorvedora primária, demonstrada na Figura 18, a torre pode apresentar um *pumparoud* que auxilia na remoção de calor da torre, semelhante a unidade de FCC que está sendo avaliada neste trabalho.

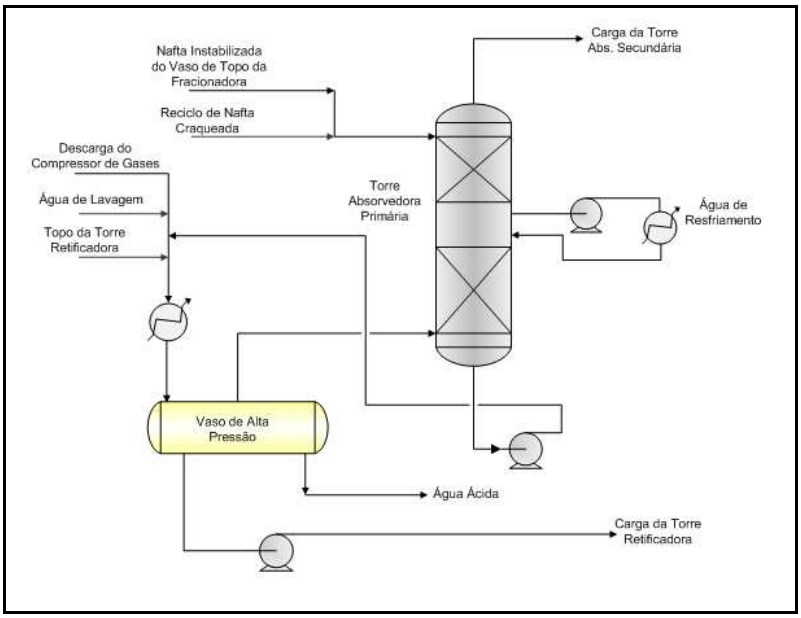


Figura 18 – Esquema Tradicional da Absorvedora Primária

A Figura 19 apresenta um arranjo que vem sendo sugerido em alguns artigos, tais como: Catalyst changes, downstream improvements increase FCC propylene yields (Golden et al., 2004); Increase FCC propylene production and recovery (Golden et al., 2000) e Maximising gas plant capacity (Barleta and Fulton, 2004), que sugerem a mistura das correntes de nafta instabilizada, reciclo de nafta craqueada com a corrente de vapor de topo da absorvedora primária. Após a mistura, a corrente é resfriada e o condensado recolhido no vaso passa a ser carga líquida no topo da torre absorvedora primária. A parcela não condensada é a carga da torre absorvedora secundária, e caso uma fase aquosa seja formada, esta corrente poderá ser enviada para a unidade de águas ácidas, juntamente com as demais correntes da unidade.

Basicamente passariam a existir três novos equipamentos na unidade com a entrada de um permutador casco-tubo trocando com água de resfriamento, um vaso e uma bomba para o produto líquido de topo da torre, que estariam localizados entre as torres absorvedora primária e secundária (Figura 19).

Outra opção mais simples de arranjo, também proposta na literatura (Golden et al., 2004), somente a corrente de reciclo de nafta craqueada faria o recontato com a corrente de topo da torre, a corrente de nafta instabilizada continuaria sendo alimentada no topo da absorvedora primária. Esta opção não será estudada neste trabalho, por apresentar resultados de recuperação de compostos C_3^+ no gás combustível inferiores ao arranjo anterior, ver Apêndice K, simulação_6.

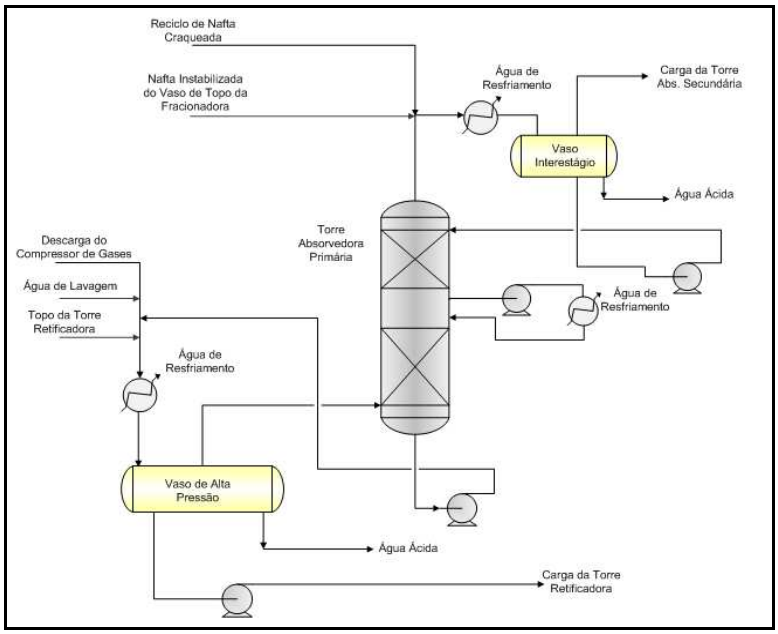


Figura 19 – Proposta de Recontato entre as Correntes

A simulação_5 criada para representar esta mudança no *hardware* da unidade, baseada na Figura 19, também levou em consideração as mudanças propostas nas simulações 1 e 2, e neste caso, foi mantida a capacidade nominal da bomba de reciclo de nafta craqueada. Como foi considerada a utilização de água de resfriamento no novo permutador do recontato, a temperatura de saída do lado do processo foi de 38ºC. Os principais resultados da simulação_5 estão apresentados na Tabela 32.

Tabela 32 – Principais Resultados da Simulação_5

Seções de Fracionamento e Recuperação de Gases		
Equipamento	**Unidade**	**Simulação_5**
Fracionadora principal - Maiores vazões de vapor @ T e P		
Refluxo Circulante de Topo	m^3/h	111932
Fracionamento Nafta x LCO	m^3/h	123273
Refluxo Circulante de HCO	m^3/h	114672
Fracionamento HCO x OD	m^3/h	119710
Refluxo Circulante de Borra	m^3/h	149143
Compressor de Gases		
Vazão de sucção do 1º estágio	m^3/h	52267,8
Vazão de sucção do 1º estágio	kg/h	111587
Vazão de sucção do 2º estágio	m^3/h	14452,5
Vazão de sucção do 2º estágio	kg/h	95539
Peso molecular da corrente de sucção do 1º estágio	kg/kmol	39,7
Peso molecular da corrente de sucção do 2º estágio	kg/kmol	37,7
C3 na sucção do 1º estágio	% peso	23,7
C4 na sucção do 1º estágio	% peso	26,4
C4- na sucção do 1º estágio	% peso	67,1
C3 na sucção do 2º estágio	% peso	27,1
C4 na sucção do 2º estágio	% peso	28,7
C4- na sucção do 2º estágio	% peso	75,5
Condensadores - Carga Térmica		
Condensador de Topo da Fracionadora	Gcal/h	27,6
Condensador Interestágio	Gcal/h	5,5
Condensadores de Alta Pressão	Gcal/h	10,3
Vaso de alta		
Vazão de vapor - Carga da Abs. Primária	m^3/h	2590,8
Vazão de líquido - Carga da Retificadora	m^3/h @ 20ºC	388,8
Retificadora		
Vazão de vapor no topo	m^3/h	948,5
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	2488,7
Carga Térmica no Refervedor Intermediário	Gcal/h	4,5
Carga Térmica no Refervedor	Gcal/h	8,4
Absorvedora Primária		
Vazão de nafta instabilizada	m^3/h @ 20ºC	129,2
Reciclo de nafta desbutanizada	m^3/h @ 20ºC	60,7
Vazão líquida de carga	m^3/h @ 20ºC	189,9
Perda de C3+ no topo	% peso	17,3

Perda de C3+ no topo	% mol	7,1
Carga - líquido	kmol/h	917,2
Produto de topo - vapor	kmol/h	1219,6
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,8
Vazão de produto no fundo	m^3/h @ 20ºC	248,4
Vazão de saída do líquido no fundo	kmol/h	2101,2
Vazão de entrada do vapor no fundo	kmol/h	1947,0
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	1,1
Maior vazão de vapor no leito superior	m^3/h	2357,8
Maior vazão de vapor no leito inferior	m^3/h	2633,4
Recuperação de C3+	% mol	84,2
Recuperação global de C3+	% mol	92,7
Absorvedora Secundária		
Perda de C3+ no topo	% peso	9,8
Perda de C3+ no topo	% mol	4,4
Carga líquida - óleo pobre	kmol/h	205,9
Produto de topo - Gás combustível	kmol/h	1154,8
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,18
Produto de fundo - óleo rico	kmol/h	270,7
Produto de fundo - vapor	kmol/h	1219,6
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	0,22
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	1775,6
Recuperação de C3+	% mol	41,7
Recuperação global de C3+	% mol	7,3
Desbutanizadora		
Carga Térmica nos Condensadores de Topo da Desbutanizadora	Gcal/h	9,9
Carga Térmica dos Refervedores	Gcal/h	9,2
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	4700,9
PVR nafta	kgf/cm²	0,66
Intemperismo GLP	ºC	0,13
PFE nafta	ºC	219
Propeno no GLP	ton/h	21,1
Propeno produto	ton/h	19,8

Comparando os resultados deste caso com a simulação_2, a perda molar de C_3^+ reduziu de 5,7 para 4,4%, uma redução de aproximadamente 30% após a entrada dos novos equipamentos. A diferença no percentual molar poderia ser um pouco menor apenas com o resfriamento da nafta craqueada de reciclo para 38℃, este equipamento foi simulado com temperatura de saída no lado do processo em 40ºC, devido ao valor registrado no dia 04/02/2010.

O novo permutador projetado, do tipo AHS segundo norma TEMA, foi calculado com a ajuda do *software* HTRI e encontra-se no Apêndice L, assim como, o novo vaso de topo que foi projetado mediante planilha em Excel, considerando um tempo de residência para o líquido de 8 minutos e um L/D (razão entre o diâmetro do vaso e o comprimento entre

linha de tangência) igual a 3. Já a bomba do sistema de recontato teve o *head* estimado, sendo considerado uma altura estática de 6 metros na sucção da bomba e na descarga uma altura de 48 metros, equivalente ao bocal de entrada na torre, na descarga também foi considerada uma válvula de controle e uma perda de carga por atrito totalizando 1,5 kgf/cm², desta forma, foi obtido um *head* de aproximadamente 64 metros. A vazão necessária para a operação da mesma foi obtida no arquivo de saída da simulação_5, e para fins de estimativa de custo foi acrescida uma folga de 10%.

Como não houve aumento do reciclo de nafta acima da capacidade da bomba, este equipamento pode ser reaproveitado para este caso, assim como, a bomba de carga da retificadora que apresentou vazão (388 m³/h) abaixo da capacidade máxima (415 m³/h) do equipamento.

O vaso de alta pressão também foi avaliado e não apresentou limitações no projeto, os tempos de residência calculados para a separação entre as fases estavam adequados (Apêndice L).

A torre retificadora não foi verificada para a simulção_5, porém, as vazões foram comparadas com o caso obtido na simulação_3.1 e apresentaram vazões menores que naquele caso, onde os internos foram verificados e não tiverem necessidade de alteração, concluindo que os mesmos estão aptos.

A torre retificadora tem instalado dois refervedores, um a vapor e outro com fluido de processo que troca calor com o refluxo circulante de nafta craqueada pesada da fracionadora principal. Apenas o refervedor com vapor foi avaliado pelo HTRI, e o mesmo foi considerado apto para o caso proposto (Apêndice L). A soma das cargas térmicas de projeto destes dois permutadores equivale a 14,4 Gcal/h, e pela simulação_5 este valor totalizou 12,9 Gcal/h, mostrando certa folga para realizar o serviço.

A torre absorvedora secundária também não apresentou necessidade de alteração dos internos frente a mudança sugerida, assim como, a avaliação da torre desbutanizadora mostrou que o equipamento estaria apto para a operação do caso proposto (Apêndice L). Já a torre absorvedora primária apresentou problemas de inundação frente aos dados da simulação_5 e necessitaria da troca dos dois leitos com recheios (Apêndice L).

Os condensadores de topo da desbutanizadora, do tipo casco-tubo, foram avaliados pelo HTRI e de acordo com as considerações realizadas durante o caso proposto pela simulação_3.1, também foi analisada a passagem de 100% da vazão total por estes permutadores e igualmente ao caso anterior também existiria a necessidade da instalação de mais dois cascos em paralelo para realizar a condensação total do produto de topo da

desbutanizadora (Apêndice L). Neste caso, foi considerado 38℃ na temperatura de saída do fluido quente de processo.

Como os refluxos circulantes da fracionadora principal foram simulados de forma simplificada, isto é, um único de valor de carga térmica representando as trocas de calor com os permutadores da seção de recuperação de produtos, os refervedores da desbutanizadora não foram avaliados por trocarem calor com a corrente do refluxo circulante de borra da fracionadora principal. Houve apenas uma comparação entre a carga térmica de projeto (11,4 Gcal/h) e a carga térmica obtida no caso proposto (9,2 Gcal/h).

Os refriadores finais de nafta craqueada (P-17, P-20 e P-21A/B) também foram avaliados pelo HTRI (Apêndice L). O P-17 foi simulado para utilizar a totalidade da sua área de troca térmica, porém, apesar de ter indicado problemas com velocidade alta pelo lado do casco, não apresentou um resultado tão crítico quanto a avaliação obtida no caso da simulação_3.1. Desta forma, não foi considerada a troca deste equipamento na estimativa econômica realizada no capitulo 6.

Originalmente o permutador P-20 (fundo desbutanizadora x carga despropanizadora) trocava calor com a carga da despropanizadora e atualmente o fluido de processo foi substituído por água de resfriamento. Como não houve informações de mudanças no projeto do equipamento nem acesso a folha de dados com as novas condições de projeto, foi mantido o projeto original do trocador para uma avaliação do equipamento no HTRI, desta forma, foi possível identificar que o equipamento, assim como o P-17, não apresentaria qualquer problema no caso proposto.

Os permutadores P-21 A/B foram avaliados e mostraram certa folga de projeto em relação ao caso proposto (Apêndice L).

Foi realizada uma estimativa inicial do custo do empreendimento para as modificações sugeridas para este caso e o resultado está apresentado no capitulo 6 deste trabalho.

5.3.3. Utilização de *Chillers*

Outra sugestão, também encontrada na literatura, seria a instalação de trocadores de calor que trocam calor com fluidos refrigerados, denominados por *chillers,* a serem instalados na seção de recuperação de produtos do FCC, como na descarga do compressor de gases, no *pumparound* da absorvedora primária e no permutador do recontato. A Figura 20 foi criada com base no artigo “Catalyst changes, downstream improvements increase FCC propylene yields” emitido em 2004.

Artigos que mencionam a instalação deste tipo de equipamento deixam claro que não seria necessário a utilização de *chillers* em unidades de FCC quando o rendimento de propeno for abaixo de 12% em peso em relação a carga, porém, dependeria muito das limitações existentes nos equipamentos da unidade. Abaixo de 12% a recuperação deve ser realizada preferencialmente com o aumento da nafta de reciclo para a absorvedora primária.

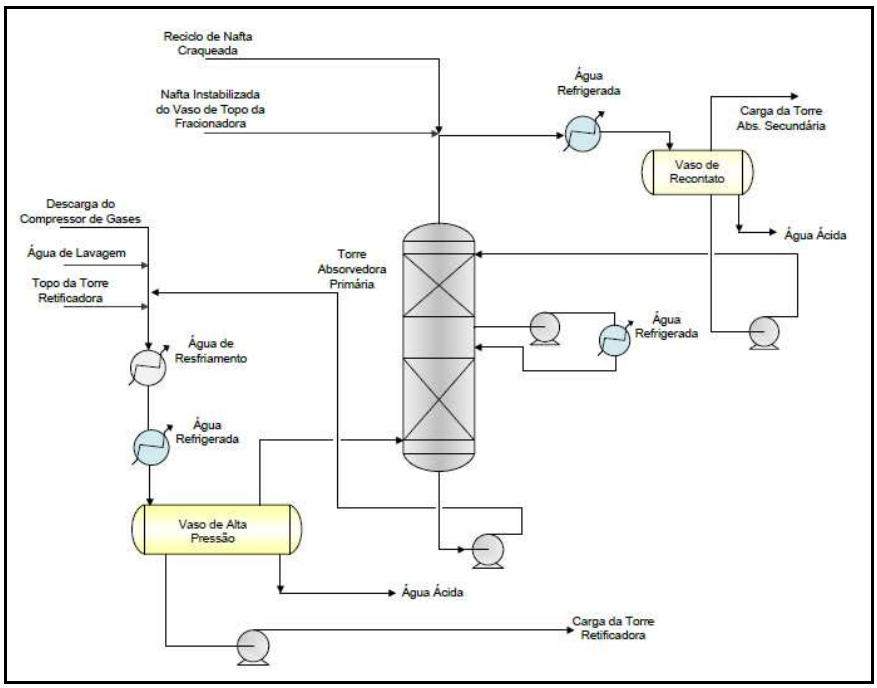


Figura 20 – Proposta de Recontato com a Utilização de *Chillers*

O objetivo de um sistema refrigerante é diminuir a temperatura de um fluido abaixo da temperatura que seria possível utilizando ar ou água. A temperatura desejada depende do objetivo do processo, se o objetivo é recuperar produtos com uma pureza especificada, a temperatura desejada é uma questão puramente econômica.

Um sistema de refrigeração é uma bomba de calor. O calor a temperatura baixa é removido do processo e “bombeado” para um sumidouro a alta temperatura, onde este calor é rejeitado para o meio ambiente. Este “bombeamento” requer energia e os compressores refrigerantes constituem a forma mais comum de refrigeração. A Figura 21 apresenta um esquema simplificado de um sistema de refrigeração.

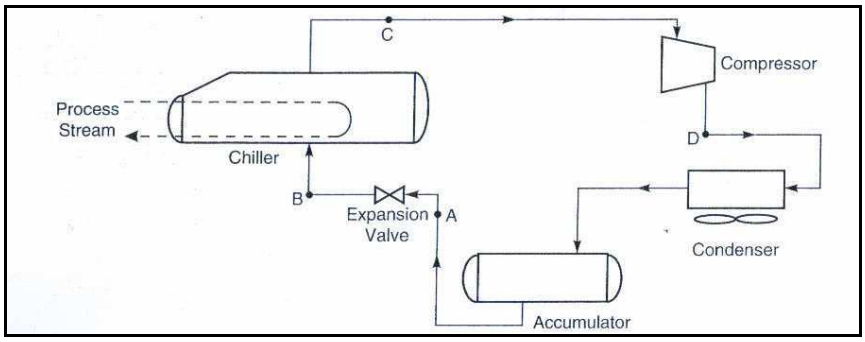


Figura 21 – Esquema de um Sistema Refrigerante

A Petrobras já teve no passado experiência com o aluguel de *chillers* em refinarias com a finalidade de resfriar o ar para sucção do soprador de ar. Durante o verão, os processos na refinaria perdem eficiência e os *chillers* foram aplicados para atenuar os efeitos do aumento de temperatura ambiente, assegurando as metas de produção.

Antes de seguir com a proposta da utilização de *chillers* na configuração apresentada na Figura 20 , foi testada a adição de apenas um *chiller* de cada vez na configuração da unidade. Para este estudo foi considerado água refrigerada entrando a 10ºC e saindo a 20ºC onde o primeiro permutador testado foi o do *pumparound* da torre absorvedora primária, conforme apresentado na Figura 22. A simulação_2 serviu como base para construção desta nova simulação, simulação_2.1_chiller.

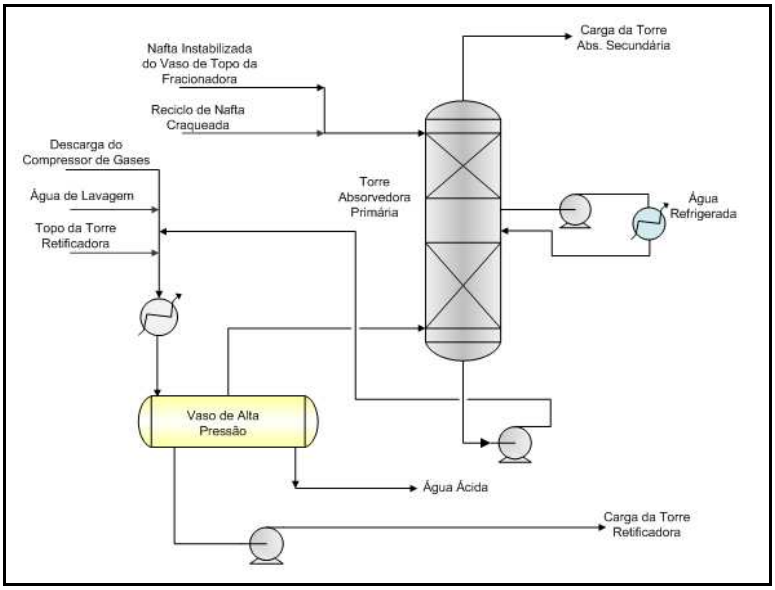


Figura 22 - Utilização de *Chiller* no *Pumparound* da Absorvedora Primária

Em um primeiro instante, foi avaliado apenas o efeito qualitativo da introdução de um sistema de água refrigerante em relação a perda de compostos C_3^+ no gás combustível. Os principais resultados obtidos com a nova simulação estão apresentados na Tabela 33.

Tabela 33 – Principais Resultados da Simulação_2.1_chiller

Seções de Fracionamento e Recuperação de Gases		
Equipamento	**Unidade**	**Simulação_2.1_chiller**
Fracionadora principal - Maiores vazões de vapor @ T e P		
Refluxo Circulante de Topo	m^3/h	112279
Fracionamento Nafta x LCO	m^3/h	123771
Refluxo Circulante de HCO	m^3/h	115102
Fracionamento HCO x OD	m^3/h	120173
Refluxo Circulante de Borra	m^3/h	149543
Compressor de Gases		
Vazão de sucção do 1º estágio	m^3/h	52230,9
Vazão de sucção do 1º estágio	kg/h	111601
Vazão de sucção do 2º estágio	m^3/h	14430,8
Vazão de sucção do 2º estágio	kg/h	95422
Peso molecular da corrente de sucção do 1º estágio	kg/kmol	39,7
Peso molecular da corrente de sucção do 2º estágio	kg/kmol	37,73
C3 na sucção do 1º estágio	% peso	23,60
C4 na sucção do 1º estágio	% peso	26,38
C4- na sucção do 1º estágio	% peso	66,95
C3 na sucção do 2º estágio	% peso	26,97
C4 na sucção do 2º estágio	% peso	28,71
C4- na sucção do 2º estágio	% peso	75,42
Condensadores - Carga Térmica		
Condensador de Topo da Fracionadora	Gcal/h	27,59
Condensador Interestágio	Gcal/h	5,46
Condensadores de Alta Pressão	Gcal/h	9,84
Vaso de alta		
Vazão de vapor - Carga da Abs. Primária	m^3/h	2708,3
Vazão de líquido - Carga da Retificadora	m^3/h @ 20ºC	395,5
Retificadora		
Vazão de vapor no topo	m^3/h	1043,9
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	2647,4
Carga Térmica no Refervedor Intermediário	Gcal/h	5,0
Carga Térmica no Refervedor	Gcal/h	8,2
Absorvedora Primária		
Vazão de nafta instabilizada	m^3/h @ 20ºC	132,2
Reciclo de nafta desbutanizada	m^3/h @ 20ºC	60,7
Vazão líquida de carga	m^3/h @ 20ºC	192,9
Perda de C3+ no topo	% peso	17,49
Perda de C3+ no topo	% mol	6,66
Carga - líquido	kmol/h	1379
Produto de topo - vapor	kmol/h	1220
Razão L/V no topo	kmol/kmol	1,1
Vazão de produto no fundo	m^3/h @ 20ºC	256,1
Vazão de saída do líquido no fundo	kmol/h	2202
Vazão de entrada do vapor no fundo	kmol/h	2043
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	1,1

Maior vazão de vapor no leito superior	m^3/h	2164,4
Maior vazão de vapor no leito inferior	m^3/h	2674,9
Recuperação de C3+	% mol	86,2
Recuperação global de C3+	% mol	92,8
Carga térmica do permutador do *pumparound*	Gcal/h	1,97
Absorvedora Secundária		
Perda de C3+ no topo	% peso	8,65
Perda de C3+ no topo	% mol	3,63
Carga líquida - óleo pobre	kmol/h	206
Produto de topo - Gás combustível	kmol/h	1153
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,18
Produto de fundo - óleo rico	kmol/h	273
Produto de fundo - vapor	kmol/h	1220
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	0,22
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	1810
Recuperação de C3+	% mol	48,6
Recuperação global de C3+	% mol	7,2
Desbutanizadora		
Carga Térmica nos Condensadores de Topo da Desbutanizadora	Gcal/h	9,9
Carga Térmica dos Refervedores	Gcal/h	9,1
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	4668,7
PVR nafta	kgf/cm^2	0,66
Intemperismo GLP	ºC	0,45
PFE nafta	ºC	219
Propeno no GLP	ton/h	21,6
Propeno produto	ton/h	20,3

A principal conseqüência desta modificação foi a redução da perda de compostos de C_3^+ no gás combustível de 5,71% molar (simulação_2) para 3,63% molar, aumentando diretamente a produção final de propeno de 19,5 para 20,3 ton/h.

Para o *chiller* da absorvedora primária foi considerado água refrigerada entrando a 10ºC e saindo a 20 ºC, e a especificação imposta ao equipamento foi um *approach* de 5ºC entre a entrada do fluido frio e a saída do fluido quente de processo. O fluido refrigerante considerado para resfriar a água até o valor estipulado foi o propeno.

A carga térmica obtida na rodada do HTRI para o *chiller* da absorvedora primária foi de 1,97 Gcal/h e apenas como estimativa inicial, foi calculado o valor da potência necessária para suprir este calor através da instalação de um ciclo de refrigeração utilizando propeno como fluido refrigerante para resfriar a água para 10ºC. Através da equação (5), referenciada para um balanço de exergia de um sistema fechado, no livro Thermodynamics: An Engineering Approach 5th Edition, foi calculado um valor de aproximadamente 0,6 MW de potência para a máquina do ciclo, onde os seguintes

valores foram considerados: Q= 1,97 Gcal/h, T_H= 318K (45 ºC), T_L= 278K (5 ºC) e η_c = 0,55.

$$W = \frac{Q.(\frac{T_H}{T_L} - 1)}{\eta} \qquad (5)$$

$W \therefore$ Potência ou trabalho em Gcal/h.

$Q \therefore$ Carga térmica em Gcal/h.

$T_H \therefore$ Temperatura da fonte quente, na saída do condensador do ciclo, K.

$T_L \therefore$ Temperatura da fonte fria, nível de temperatura em que o ciclo é demandado, K.

$\eta \therefore$ Eficiência exergética.

A eficiência foi estimada através de um valor usual para plantas industriais que utilizam o propeno como fluido refrigerante, o valor varia entre 0,5 e 0,6. Neste valor estariam incluídas as parcelas de irreversibilidades do sistema, eficiência do compressor etc. Caso esta eficiência não fosse considerada seria calculado o trabalho teórico máximo que poderia ser obtido pelo processo até que fosse atingido o equilíbrio termodinâmico. A unidade de conversão utilizada para a potência foi de 0,86 Gcal/ MW.

Para a estimativa econômica da instalação de um ciclo de refrigeração foi simulado no Petrox os principais equipamentos que compõem um ciclo de refrigeração, onde o fluido refrigerante foi o propeno. As condições de saturação do propeno estão no Apêndice S e o esquema da simulação do ciclo pode ser visualizado na Figura 23.

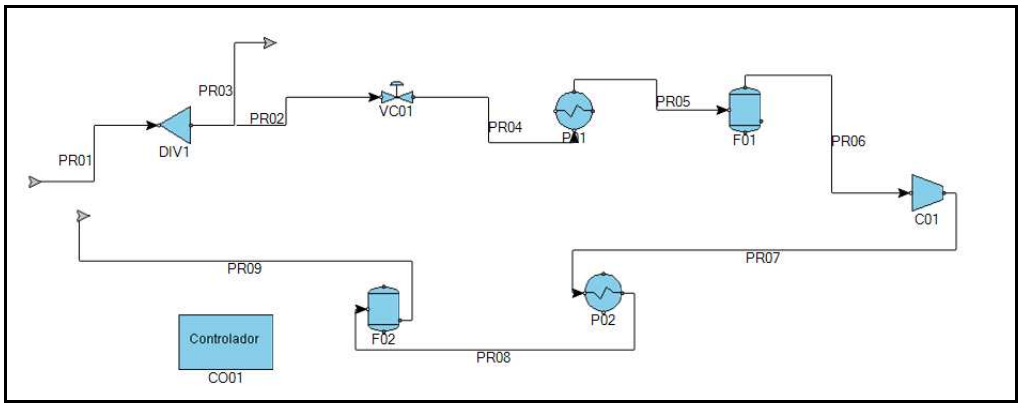


Figura 23 – Representação do Ciclo de Refrigeração no Petrox

Apenas como estratégia de simulação o ciclo de refrigeração não foi simulado como fechado, porém, a corrente de saída do flash F02 (PR09) é idêntica a corrente de entrada do ciclo (PR02). A válvula de controle VC01 quebra a pressão do propeno a 19,1kgf./cm²abs para 7 kgf/cm²abs e torna a carga do permutador P01 bifásica. O P01 é

um evaporador e foi simulado para gerar a mesma carga térmica necessária ao *chiller* do *pumparound* da absorvedora primária, isto com a ajuda do controlador para atingir a vazão necessária na corrente PR02, através da variação da divisão dos fluxos no DIV1 para obtenção do valor da carga térmica. O permutador P02 foi simulado para condensar todo o propeno vaporizado na descarga do compressor a 45 ºC e 19,1 kgf/cm² e colocá-lo desta forma nas mesmas condições da corrente de entrada. Já o compressor foi simulado como sendo uma máquina alternativa e com 75 % de eficiência e, de acordo com o relatório de saída da simulação, a potência calculada foi muito próxima a inicialmente estimada pela equação (5).

O segundo *chiller* introduzido na unidade foi testado nos condensadores de alta pressão (simulação_3.1_chiller), ver Figura 24. Recentemente, a refinaria instalou um permutador do tipo Compabloc, permutador a placas, paralelamente aos permutadores originais casco-tubo. A proposta seria substituir o Compabloc existente por um *chiller*.

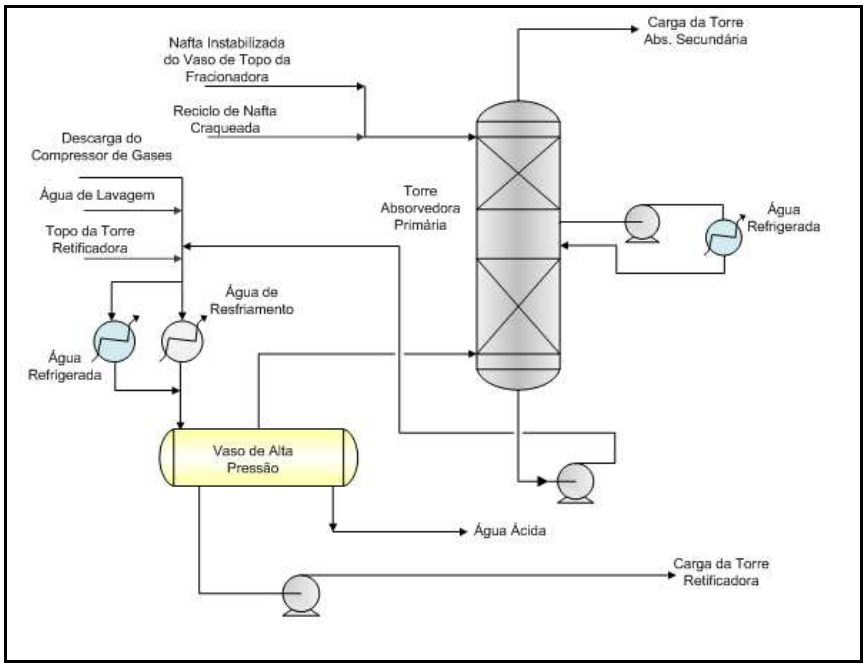


Figura 24 - Utilização de *Chiller* no *Pumparound* da Absorvedora Primária e no Condensador de Alta Pressão

Foi considerada água refrigerada entrando a 10ºC e saindo a 20 ºC e a especificação imposta ao equipamento foi um approach de 5ºC entre a temperatura de entrada do fluido frio e a temperatura de saída do fluido quente de processo. Os principais resultados obtidos com a simulação estão apresentados na Tabela 34.

Tabela 34 – Principais Resultados da Simulação_3.1_chiller

Seções de Fracionamento e Recuperação de Gases		
Equipamento	**Unidade**	**Simulação_3.1_chiller**
Fracionadora principal - Maiores vazões de vapor @ T e P		
Refluxo Circulante de Topo	m^3/h	112257
Fracionamento Nafta x LCO	m^3/h	123753
Refluxo Circulante de HCO	m^3/h	113985
Fracionamento HCO x OD	m^3/h	120175
Refluxo Circulante de Borra	m^3/h	149544
Compressor de Gases		
Vazão de sucção do 1º estágio	m^3/h	52212,5
Vazão de sucção do 1º estágio	kg/h	111547
Vazão de sucção do 2º estágio	m^3/h	14426,4
Vazão de sucção do 2º estágio	kg/h	95381
Peso molecular da corrente de sucção do 1º estágio	kg/kmol	39,7
Peso molecular da corrente de sucção do 2º estágio	kg/kmol	37,7
C3 na sucção do 1º estágio	% peso	23,58
C4 na sucção do 1º estágio	% peso	26,39
C4- na sucção do 1º estágio	% peso	66,95
C3 na sucção do 2º estágio	% peso	26,93
C4 na sucção do 2º estágio	% peso	28,72
C4- na sucção do 2º estágio	% peso	75,42
Condensadores - Carga Térmica		
Condensador de Topo da Fracionadora	Gcal/h	27,59
Condensador Interestágio	Gcal/h	5,46
Condensadores de Alta Pressão (*chiller*)	Gcal/h	12,19 (7,65)
Vaso de alta		
Vazão de vapor - Carga da Abs. Primária	m^3/h	2465,6
Vazão de líquido - Carga da Retificadora	m^3/h @ 20ºC	413,2
Retificadora		
Vazão de vapor no topo	m^3/h	1284,1
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	3163,3
Carga Térmica no Refervedor Intermediário	Gcal/h	6,23
Carga Térmica no Refervedor	Gcal/h	9,1
Absorvedora Primária		
Vazão de nafta instabilizada	m^3/h @ 20ºC	129,6
Reciclo de nafta desbutanizada	m^3/h @ 20ºC	60,7
Vazão líquida de carga	m^3/h @ 20ºC	190,3
Perda de C3+ no topo	% peso	16,40
Perda de C3+ no topo	% mol	6,08
Carga - líquido	kmol/h	1379
Produto de topo - vapor	kmol/h	1212
Razão L/V no topo	kmol/kmol	1,1
Vazão de produto no fundo	m^3/h @ 20ºC	245,9
Vazão de saída do líquido no fundo	kmol/h	2094
Vazão de entrada do vapor no fundo	kmol/h	1927
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	1,1

Maior vazão de vapor no leito superior	m^3/h	2130,8
Maior vazão de vapor no leito inferior	m^3/h	2468,3
Recuperação de C3+	% mol	82,6
Recuperação global de C3+	% mol	90,2
Carga térmica do permutador do *pumparound*	Gcal/h	1,87
Absorvedora Secundária		
Perda de C3+ no topo	% peso	7,60
Perda de C3+ no topo	% mol	3,11
Carga líquida - óleo pobre	kmol/h	206
Produto de topo - Gás combustível	kmol/h	1146
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,18
Produto de fundo - óleo rico	kmol/h	271
Produto de fundo - vapor	kmol/h	1212
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	0,22
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	1795,7
Recuperação de C3+	% mol	51,6
Recuperação global de C3+	% mol	9,8
Desbutanizadora		
Carga Térmica nos Condensadores de Topo da Desbutanizadora	Gcal/h	9,91
Carga Térmica dos Refervedores	Gcal/h	9,12
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	4676,6
PVR nafta	kgf/cm^2	0,66
Intemperismo GLP	ºC	0,48
PFE nafta	ºC	219
Propeno no GLP	ton/h	21,8
Propeno produto	ton/h	20,5

Neste caso sugerido pela simulação_3.1_chiller, a carga térmica obtida apenas para o permutador de alta pressão que atua com água refrigerada foi de 7,65 Gcal/h. Porém, pela adição da carga térmica obtida pelo *chiller* do *pumparound* da absorvedora primária na simulação, a carga térmica total seria de 9,52 Gcal/h. Utilizando a equação (5) e os mesmos valores para T_H , T_L e η_c, a potência necessária ao ciclo para suprir a carga térmica calculada seria de 2,9 MW.

O principal resultado com esta alteração foi a constatação da redução da perda de C_3^+ de 3,56 % molar para 3,11 % molar, uma redução relativamente pequena comparado ao aumento da potência necessária ao ciclo de refrigeração em relação a proposta anterior. Esta alteração apresentaria um aumento do investimento com quase ou nenhum retorno em termos de aumento da produção de propeno, não se mostrando desta forma, uma opção economicamente atrativa. Logo, este caso não será avaliado economicamente no capitulo 6.

A ultima simulação gerada, simulação_4.1_chiller, levou em consideração a instalação de mais um *chiller*, além dos outros dois já mencionados, para realizar o serviço de

recontato, conforme apresentado anteriormente pela Figura 20. Os principais resultados obtidos com esta última simulação estão apresentados na Tabela 35.

Tabela 35 – Principais Resultados da Simulação_4.1_chiller

Seções de Fracionamento e Recuperação de Gases		
Equipamento	**Unidade**	**Simulação_4.1_chiller**
Fracionadora principal - Maiores vazões de vapor @ T e P		
Refluxo Circulante de Topo	m^3/h	111822
Fracionamento Nafta x LCO	m^3/h	123410
Refluxo Circulante de HCO	m^3/h	114010
Fracionamento HCO x OD	m^3/h	120204
Refluxo Circulante de Borra	m^3/h	149566
Compressor de Gases		
Vazão de sucção do 1º estágio	m^3/h	51794,6
Vazão de sucção do 1º estágio	kg/h	110293
Vazão de sucção do 2º estágio	m^3/h	14340,7
Vazão de sucção do 2º estágio	kg/h	94597
Peso molecular da corrente de sucção do 1º estágio	kg/kmol	39,6
Peso molecular da corrente de sucção do 2º estágio	kg/kmol	37,6
C3 na sucção do 1º estágio	% peso	23,80
C4 na sucção do 1º estágio	% peso	26,43
C4- na sucção do 1º estágio	% peso	67,29
C3 na sucção do 2º estágio	% peso	27,13
C4 na sucção do 2º estágio	% peso	28,73
C4- na sucção do 2º estágio	% peso	75,66
Condensadores - Carga Térmica		
Condensador de Topo da Fracionadora	Gcal/h	27,45
Condensador Interestágio	Gcal/h	5,39
Condensadores de Alta Pressão (*chiller*)	Gcal/h	12,37 (7,78)
Carga térmica do permutador do recontato	Gcal/h	2,28
Vaso de alta		
Vazão de vapor - Carga da Abs. Primária	m^3/h	2474,5
Vazão de líquido - Carga da Retificadora	m^3/h @ 20ºC	423,3
Retificadora		
Vazão de vapor no topo	m^3/h	1402,2
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	3496,5
Carga Térmica no Refervedor Intermediário	Gcal/h	6,18
Carga Térmica no Refervedor	Gcal/h	9,7
Absorvedora Primária		
Vazão de nafta instabilizada	m^3/h @ 20ºC	128,5
Reciclo de nafta desbutanizada	m^3/h @ 20ºC	60,7
Vazão líquida de carga	m^3/h @ 20ºC	189,2
Perda de C3+ no topo	% peso	8,08
Perda de C3+ no topo	% mol	2,56
Carga - líquido	kmol/h	921
Produto de topo - vapor	kmol/h	849
Razão L/V no topo	kmol/kmol	1,1

Vazão de produto no fundo	m^3/h @ 20ºC	250,5
Vazão de saída do líquido no fundo	kmol/h	2139
Vazão de entrada do vapor no fundo	kmol/h	1935
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	1,1
Maior vazão de vapor no leito superior	m^3/h	2223,2
Maior vazão de vapor no leito inferior	m^3/h	2512,0
Carga térmica do permutador do *pumparound*	Gcal/h	0,061
Absorvedora Secundária		
Perda de C3+ no topo	% peso	2,94
Perda de C3+ no topo	% mol	1,04
Carga líquida - óleo pobre	kmol/h	206
Produto de topo - Gás combustível	kmol/h	814
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,25
Produto de fundo - óleo rico	kmol/h	240
Produto de fundo - vapor	kmol/h	849
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	0,28
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	1224,9
Desbutanizadora		
Carga Térmica nos Condensadores de Topo da Desbutanizadora	Gcal/h	10,7
Carga Térmica dos Refervedores	Gcal/h	9,7
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	5043,7
PVR nafta	kgf/cm²	0,65
Intemperismo GLP	ºC	-1,04
PFE nafta	ºC	219
Propeno no GLP	ton/h	22,6
Propeno produto	ton/h	21,3

A introdução de um terceiro *chiller* levaria a uma condição acima do esperado para resultados de perdas de C_3^+ no gás combustível, isto é, abaixo de 3,0 % molar, levando a uma carga térmica total pela soma dos 3 *chillers* em 10,12 Gcal/h, uma carga térmica próxima a obtida pela utilização de dois *chillers*, porém, com um investimento acima do caso anterior pela introdução dos equipamentos que pertencem ao recontato. Utilizando a equação (5) e os mesmos valores para T_H , T_L e η_c, a potência necessária ao ciclo para suprir a carga térmica calculada seria de 3,1 MW.

Dentre os casos que sugeriram a utilização de *chillers*, o primeiro seria o mais promissor por apresentar uma carga térmica e potência da máquina pertencente ao ciclo de refrigeração relativamente mais baixa que os outros dois e por apresentar patamares aceitáveis de recuperação de propeno. Um resumo dos principais resultados dos casos que utilizaram *chillers* na configuração da seção de recuperação de gases está apresentado na Tabela 36.

Tabela 36 – Resumo com os Principais Resultados dos Casos que Utilizaram *Chillers*

Serviço	*Pumparound*	*Pumparound + Cond. de alta pressão*	*Pumparound + Cond. de alta pressão + Recontato*
Carga Térmica Total (Gcal/h)	1,99	9,52	10,12
Potência da Máquina (MW)	0,60	2,90	3,10
Perda de C3+ (% molar)	3,6	3,1	1,0
Propeno produto (ton/h)	20,3	20,5	21,3

Logo, o primeiro caso foi o único avaliado em termos de equipamentos e investimento e os resultados estão apresentados no capitulo 6.

Primeiramente a torre absorvedora primária foi avaliada para o caso sugerido representado pela simulação_2.1_chiller. Os resultados mostraram que apenas o leito inferior de recheio deveria ser substituído devido a ocorrência de inundação no leito (Apêndice M). A torre absorvedora secundária também foi avaliada, assim como, a torre retificadora e a desbutanizadora e não apresentaram necessidade de modificações dos pratos atualmente instalados (Apêndice M).

O *chiller* foi projetado com a ajuda do software HTRI, e conforme comentado, a água refrigerada alimenta o permutador a 10 ºC e devido ao *approach* imposto ao trocador de 5 ºC o fluido quente de processo retorna para torre a 15 ºC. O projeto resultou em um permutador do tipo AHS, com dois casco em série, de 800 x 6096 mm de comprimento (Apêndice O).

O vaso de alta pressão também foi avaliado e não apresentou limitações no projeto, os tempos de residência calculados para a separação entre as fases estavam adequados (Apêndice M).

A torre retificadora tem instalado dois refervedores, um a vapor e outro com fluido de processo que troca calor com o refluxo circulante de nafta craqueada pesada da fracionadora principal. Apenas o refervedor com vapor foi avaliado pelo HTRI, e o mesmo foi considerado apto para o caso proposto (Apêndice M). A soma das cargas térmicas de projeto destes dois permutadores equivale a 14,4 Gcal/h, e pela simulação_2.1_chiller este valor totalizou 13,2 Gcal/h, mostrando certa folga para realizar o serviço proposto.

Os condensadores de topo da desbutanizadora, do tipo casco-tubo, foram avaliados pelo HTRI e de acordo com as considerações realizadas durante o caso proposto pela simulação_3.1, também foi analisada a passagem de 100% da vazão total por estes permutadores e igualmente aos casos anteriores também existiria a necessidade da instalação de mais dois cascos em paralelo para realizar a condensação total do produto

de topo da desbutanizadora (Apêndice M). Neste caso, foi considerado 38℃ na temperatura de saída do fluido quente de processo.

Como os refluxos circulantes da fracionadora principal foram simulados de forma simplificada, isto é, um único de valor de carga térmica representando as trocas de calor com os permutadores da seção de recuperação de produtos, os refervedores da desbutanizadora não foram avaliados por trocarem calor com a corrente do refluxo circulante de borra da fracionadora principal. Houve apenas uma comparação entre a carga térmica de projeto (11,4 Gcal/h) e a carga térmica obtida no caso proposto (9,1 Gcal/h).

Como não houve aumento do reciclo de nafta acima da capacidade da bomba, este equipamento pode ser reaproveitado para este caso, assim como, a bomba de carga da retificadora que apresentou vazão (395 m^3/h) abaixo da capacidade máxima (415 m^3/h) do equipamento.

Os resfriadores finais de nafta craqueada (P-17, P-20 e P-21A/B) também foram avaliados pelo HTRI. O P-17 foi simulado para utilizar a totalidade da sua área de troca térmica, porém, apresentou problemas com velocidade elevada pelo lado da nafta, isto é, do lado do casco. Evidenciando desta forma que o equipamento precisaria de modificações no caso proposto, assim como, o permutador P-20 também apresentou os mesmos problemas. No estudo econômico foi considerado a substituição destes dois permutadores.

Os permutadores P-21 A/B foram avaliados e mostraram certa folga de projeto em relação ao caso proposto (Apêndice M).

Tanto o refervedor como o condensador que compõem o ciclo de refrigeração foram dimensionados pelo HTRI e encontram-se no Apêndice M. Os dados obtidos pela simulação para o compressor de gases, tais como, potência, vazão mássica na sucção do equipamento, massa molar e *head* também serviram para a avaliação econômica do equipamento pelo capitulo 6 (Apêndice M).

6. ESTIMATIVAS DE CUSTO

Foi realizada uma estimativa preliminar do custo do empreendimento para três casos estudados neste trabalho, e que podem ser considerados como os mais promissores caso a Refinaria venha realizar uma *revamp* nesta unidade visando um aumento na produção e recuperação de propeno.

O primeiro caso avaliado foi o que propõe o aumento do reciclo de nafta craqueada para reduzir a perda de compostos C_3^+ para 3,0 % molar no gás combustível (simulação_3.1). O programa utilizado para realizar tal análise foi o software Capital Cost Estimator da Aspen Tech, versão 7.3.2. Como premissa foi considerado que o projeto estaria na fase de FEL I (*Front End Loading*), o que pode implicar em uma margem de erro entre -30% a + 50% (Pritchett, 2011) no valor estimado. O FEL I corresponde à fase de análise do negócio, cujo objetivo é avaliar a atratividade e oportunidade de investimento. Nesta fase os objetivos do projeto são alinhados aos objetivos estratégicos da organização.

Para a estimativa preliminar do custo foram feitas as seguintes considerações:

- Troca de todos os pratos valvulados da torre fracionadora principal por recheios estruturados, esta modificação visa auxiliar na redução da perda de carga entre o vaso separador do reator de FCC e a sucção do compressor de gases;
- Troca dos dois leitos de recheios randômico da torre absorvedora primária por novos recheios estruturados de maior capacidade;
- Novo condensador a ar no topo da fracionadora principal;
- Novos condensadores de alta pressão, foi considerado a duplicação dos permutadores existentes para operarem paralelamente aos existentes, isto é, foi aproveitado o mesmo projeto dos permutadores originais;
- Novos permutadores para o *pumparound* da absorvedora primária, foi aproveitado o projeto realizado para outra unidade de mesma capacidade da unidade estudada;
- Novo refervedor para a torre retificadora;
- Dois novos condensadores de topo da desbutanizadora, foi considerado o mesmo projeto dos permutadores originais;
- Dois novos resfriadores de nafta craqueada dimensionados pelo HTRI para atender a carga térmica do caso proposto (Apêndice N);
- Três novas bombas; para realizarem os serviços de: reciclo de nafta craqueada, *pumparound* da torre absorvedora primária, carga da torre retificadora que para este caso especifico foi considerado apenas a troca do impelidor e acionador da bomba;

Nesta estimativa foi considerado o custo ON-SITE da unidade, incluindo custos diretos e indiretos. O custo direto é composto por: custo dos equipamentos, materiais secundários e construção e montagem dos mesmos. Custo indireto é composto por:

supervisão de campo, apoio administrativo e apoio à partida da unidade, frete, engenharia (projeto básico e detalhamento), compra e inspeção, mão de obra indireta e taxa de contrato. A data base da estimativa foi feita com referência a novembro de 2011 (CEI – Chemical Engineering Index).

O custo estimado para este primeiro caso foi de US$ 33.258.191,00 podendo variar de acordo com as margens entre US$ 23.280.734,00 e US$ 49.887.287,00, ver Apêndice P.

Utilizando a mesma base de cálculo, foi realizada a estimativa preliminar de custo para o segundo caso escolhido neste trabalho que propõe o sistema de recontato (simulação_5). Para esta estimativa foram feitas as seguintes considerações:

- Troca de todos os pratos valvulados da torre fracionadora principal por recheios estruturados;
- Troca dos dois leitos de recheios randômico da torre absorvedora primária por novos recheios estruturados de maior capacidade;
- Novo condensador a ar no topo da fracionadora principal;
- Novos condensadores de alta pressão; foi considerado a duplicação dos permutadores existentes para operarem paralelamente aos existentes;
- Dois novos condensadores de topo da desbutanizadora, foi considerado o mesmo projeto dos permutadores originais;
- Novos permutadores para o *pumparound* da absorvedora primária, foi aproveitado o projeto realizado para outra unidade de mesma capacidade da unidade estudada;
- Novo permutador do recontato projetado pelo HTRI;
- Novo vaso horizontal projetado para o sistema de recontato;
- Duas novas bombas; para realizarem os serviços de: *pumparound* da torre absorvedora primária e bomba do sistema de recontato.

O custo estimado para este segundo caso foi de US$ 31.304.612,00 podendo variar de acordo com as margens entre US$ 21.304.612,00 e US$ 46.956.918,00, ver Apêndice Q.

O terceiro e último caso avaliado foi o que considerou a instalação do *chiller* no sistema de *pumparound* da torre absorvedora primária. Neste caso foi incluído o custo dos principais equipamentos pertencentes ao ciclo de refrigeração simulado pelo Petrox, além das seguintes considerações:

- Troca de todos os pratos valvulados da torre fracionadora principal por recheios estruturados;
- Pela avaliação da torre absorvedora primária apenas o leito inferior de recheio randômico precisaria ser substituído, mas para esta estimativa econômica será considerada a troca dos dois leitos;
- Novo condensador a ar no topo da fracionadora principal;
- Novos condensadores de alta pressão, foi considerado a duplicação dos permutadores existentes para operarem paralelamente aos existentes, isto é, foi aproveitado o mesmo projeto dos permutadores originais;
- Novos permutadores para o *pumparound* da absorvedora primária, foi realizado o projeto dos permutadores com auxilio do *software* HTRI (Apêndice O);
- Dois novos resfriadores de nafta craqueada dimensionados pelo HTRI onde foi mantido o mesmo projeto obtido para o caso da simulação_3.1 (Apêndice N);
- Nova bomba para o *pumparound* da torre absorvedora primária, mantendo o mesmo projeto para o caso da simulação_3.1.
- Para o ciclo de refrigeração de propeno foram considerados, na estimativa econômica, apenas os seguintes equipamentos principais: dois permutadores (condensador e refervedor), um compressor e uma bomba para o circuito de água refrigerada. Os vasos de sucção do compressor e de carga, assim como a válvula de controle não foram considerados no custo, isto devido ao baixo custo destes equipamentos, que podem estar inseridos na margem de erro do valor final do investimento.

O custo estimado para o terceiro e último caso foi de US$ 41.225.015,00 podendo variar de acordo com as margens entre US$ 28.857.511,00 e US$ 61.837.523,00, ver Apêndice R.

7. CONCLUSÕES

A tendência de crescimento do mercado de propeno vem apresentando uma oportunidade econômica para as unidades de FCC que atualmente são a segunda maior fornecedora de propeno para a indústria petroquímica no mundo. A elevação do rendimento de propeno sempre inclui algum aumento da severidade reacional, que pode ser obtido através de uma maior temperatura de reação associado ao uso de zeólita ZSM-

5. Além da maximização da produção de propeno no reator, um segundo objetivo deve ser perseguido: o aumento da recuperação do propeno na seção de recuperação de gases.

Com a utilização de dados obtidos experimentalmente em escala piloto e levando-se em consideração dados obtidos em uma unidade industrial, foi possível prever um perfil de rendimentos dos produtos com o dobro do percentual de propeno usualmente produzido em uma unidade de FCC convencional.

A partir destes dados, foi possível identificar os principais impactos do novo perfil de rendimentos na unidade, e dentre os principais, deverá ser dada uma atenção especial ao compressor de gases da unidade. Medidas efetivas deverão ser tomadas como o intuito de reduzir a perda de carga entre o vaso separador do FCC e a seção de interestágio do compressor de gases e evitar um possível *revamp* na máquina caso venha processar uma carga com perfil de rendimento de produtos próximo ao obtido neste trabalho. As sugestões principais seriam, a troca dos internos da fracionadora, rever o projeto de topo da fracionadora e considerar a troca dos Compablocs instalados no topo da fracionadora e no interestágio do compressor de gases, já que os mesmos foram projetados para uma perda de carga admissível acima dos permutadores casco-tubo originalmente instalados.

Com base em trabalhos publicados, foram sugeridas mudanças no hardware da unidade e que poderiam vir a ser implantadas em uma unidade de FCC visando à adequação da mesma frente a um futuro aumento da produção de propeno com patamares de produção próximo a 10 % em peso em relação a carga da unidade. Dentre as modificações sugeridas foram selecionados três casos para uma estimativa inicial de custo do empreendimento.

Entre os três casos analisados, aquele que apresentou um maior custo de investimento foi o que sugeriu a instalação de um ciclo de refrigeração, e os equipamentos que participam do ciclo, principalmente o compressor, foram os responsáveis pela maior parcela do valor obtido. Apesar do elevado investimento, este seria um caso que não proporcionou grandes impactos nos equipamentos originais da unidade, porém, seria necessário um espaço físico na planta industrial para instalação dos equipamentos do ciclo, além da disponibilidade de utilidades como água de resfriamento, energia elétrica etc. Em comparação ao caso que apresentou a menor estimativa de custo, a diferença do investimento chega a ser de aproximadamente 10 milhões de dólares para um ganho de produção de propeno em apenas 0,5 ton/h.

Já o caso que proporcionou a menor estimativa de investimento foi o que sugeriu os novos equipamentos para o recontato das correntes de reciclo de nafta craqueada, nafta

instabilizada do topo da fracionadora com a corrente de topo da torre absorvedora primária. Mas apesar do menor custo, o mesmo proporciona uma maior perda de C_3^+ no gás combustível comparado com os outros dois casos e mesmo com a introdução dos equipamentos novos do recontato, este caso também não causaria grandes impactos nos equipamentos originais da unidade o que pode ser considerado uma vantagem. Conforme comentado no caso anterior, a planta necessitaria de um espaço físico para a introdução dos novos equipamentos além da disponibilização das utilidades necessárias.

Por fim, o caso que propôs o aumento da corrente de reciclo de nafta craqueada e forneceu uma estimativa de investimento intermediário aos outros casos, apresenta a melhor recuperação de compostos C_3^+ na corrente de gás combustível, porém, causa os maiores impactos nos equipamentos originais da unidade. Este caso vem a ser muito promissor no sentido de mostrar que futuramente caso a Petrobras tenha interesse em construir uma unidade nova de FCC com os mesmos percentuais de propeno na carga, como estudado por este trabalho, apenas com uma maior vazão da corrente de reciclo de nafta craqueada e com o dimensionamento apropriado dos equipamentos por onde esta corrente passa, o propeno produzido a mais poderá ser facilmente recuperado pela unidade.

Devido a alteração do perfil de temperatura na torre retificadora em relação ao dia do teste 04/02/2010, este caso deverá ser mais bem estudado principalmente em relação a integração energética com a fracionadora principal e a substituição do permutador carga x fundo da desbutanizadora para um refervedor da torre retificadora que atuaria em serie com o atual refervedor da torre que troca calor com o refluxo circulante de nafta pesada.

Os dois casos que apresentaram o menor investimento devem ser considerados pela refinaria como opções para uma futura *revamp* da unidade, já que a diferença de investimento é de 2 milhões de dólares entre produzir 0,8 ton/h de propeno a mais.

Vale lembrar que investimentos na seção do conversor do FCC, na bateria de preaquecimento e no compressor de gases da unidade não foram considerados neste trabalho.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

API REFINING DEPARTMENT – **Technical data book petroleum refining**, 4. ed, 1992, 6-74.

ASME Steam Tables — **Thermodynamic and Transport Properties of Steam**, 4th Edition, 1979 — The American Society of Mechanical Engineers, New York, 146 págs.

BARLETTA, T.; FULTON, S. **Maximizing gas plant capacity**. Petroleum Technology Quarterly, Craven Arms, Spring 2004, p. 105-113.

BEDELL, M. W.; RUZISKA, P. A.; STEFFENS, T. R. **On-Purpose propylene from olefinic streams**, Prepared for Presentation at the 2003 Tulane Engineering Forum September, 2003.

CALDAS, J. N.; LACERDA, A. I.; VELOSO, E.; PASCHOAL, L. C. M. **INTERNOS DE TORRES – PRATOS & RECHEIOS,** 2003.

COUCH, K. A.; GLAVIN, J. P.; WEGERER, D. A.; QAFISHEH, J. A. **FCC propylene production - closing the market gap by leveraging existing assets**. National Petrochemical & Refiners Association, San Antonio, 2007.

ÇENGEL, Y. A.; BOLES, M. A. **Thermodynamics – An Engineering Approach, 5th Edition**.

Eric, R. Pierce, **DALISON CATALAGRAM**, number 58, 1979, page 20, Appendix I – Gasoline Cut Point Adjustments.

GOLDEN, S.; KOWALCZYK, D.; CAMPAGNA, R. **Increase Propylene Production and Recovery**. World Refining, Outubro de 2000.

GOLDEN, S.; PULLEY, R.; DEAN, C. F. **Catalyst changes, downstream improvements increase FCC Propylene yields**. Oil & Gas Journal, 4 out. 2004.

HOUDEK, J. M. **Rebalance gasoline surplus by maximising fcc propylene**, the ERTC 10th Annual Meeting, Vienna, 2005.

KNIGHT, J.; MEHLBERG, R. **Creating opportunities from challenges: Maximizing propylene yields from your FCC**, NPRA, AM-11-06, 2011.

PRITCHETT, M. B. **Supporting Skills And Knowledge of a Cost Engineer**, AACE® International Certified Cost Technician™ Primer, 1st Edition – January 2011.

RADCLIFFE, C. **The FCC unit as a propylene source**, PTQ Q3, 2007.

9. APÊNDICES

APÊNDICE A: LEVANTAMENTO DA INSTRUMENTAÇÃO DA UNIDADE NO PI

Início	4/2/10 10:00
Final	4/2/10 14:00

1	4/2/10 10:00 4/2/10 11:00
2	4/2/10 11:00 4/2/10 12:00
3	4/2/10 12:00 4/2/10 13:00
4	4/2/10 13:00 4/2/10 14:00

REATOR

VAZÃO - Carga (m³/d)*			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
ct22021	VAZAO MASSICA DE COQUE (kg/h)	381	382	382	381	380
fi22001	CARGA TOTAL DE GASÓLEO	7502	7505	7505	7504	7496
fic22130	VAZÃO DE RAT	112	147	146	89	65
fic22131	GASÓLEO P/ RISER DE GASÓLEO	5807	5806	5808	5808	5805
fic22132	GASÓLEO P/ RISER DE NAFTA	1487	1484	1491	1483	1491
fic22034	RECICLO DE BORRA PARA RISER	0	0	0	0	0
ffic22025	AR EXT. REG. (t/h)	116	116	116	116	116
fic22026	AR INT. REG. (t/h)	77	78	78	77	77
fi22237	AR TOTAL (t/h)	194	195	195	194	193
	AR TOTAL ÚMIDO (kNm³/h))	152	153	153	152	152

TEMPERATURA (°C)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
ti22051	TEMPERATURA DESCARGA SOPRADOR	203	200	202	204	206
ti22118	TEMPERATURA BASE DO RISER	529	529	529	529	529
tic22003	TEMPERATURA DE REACAO DO RISER DE GASOLEO	534	534	534	534	534
tic22004	TEMPERATURA DE REACAO DO RISER DE NAFTA	534	534	534	535	534
ti22102	U220 - CAR. P-2211	228	227	227	228	228
tic22052	TEMPERATURA DE CARGA NA SAÍDA DO FORNO	222	221	221	222	222
ti22326	TEMPERATURA DE FASE DILUIDA DO REGENERADOR	726	726	726	725	725
ti22327	TEMPERATURA DE FASE DILUIDA DO REGENERADOR	724	724	724	724	724
ti22328	TEMPERATURA DE FASE DILUIDA DO REGENERADOR	724	725	724	723	723
ti22329	TEMPERATURA DE FASE DILUIDA DO REGENERADOR	722	723	722	722	722
ti22330	TEMPERATURA DE FASE DILUIDA DO REGENERADOR	723	723	723	723	723
ti22331	TEMPERATURA DE FASE DILUIDA DO REGENERADOR	724	725	725	724	724
	TEMP. MÉDIA DA FASE DILUIDA	724	724	724	724	723
ti22320	TEMPERATURA DE FASE DENSA DO REGENERADOR	731	732	731	730	729
ti22321	TEMPERATURA DE FASE DENSA DO REGENERADOR	728	729	728	727	726
ti22322	TEMPERATURA DE FASE DENSA DO REGENERADOR	730	732	731	730	729
ti22323	TEMPERATURA DE FASE DENSA DO REGENERADOR	722	724	723	722	721
ti22324	TEMPERATURA DE FASE DENSA DO REGENERADOR	726	726	726	727	727
ti22325	TEMPERATURA DE FASE DENSA DO REGENERADOR	723	724	723	722	722
	TEMP. MÉDIA DA FASE DENSA	727	728	727	726	726

PRESSÃO (kgf/cm²)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
pic22019	PRESSÃO DESCARGA SOPRADOR	2,34	2,34	2,34	2,34	2,33
pic22161o	GC para queimadores do forno de carga	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

VAZÃO - VAPORES (kg/h)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
FI22115	VAPOR DE DOMO	618	614	617	618	623
FI22114	VAPOR DE DOMO	ood Data Fo	Good Data For C	Good Data For	ood Data Fo	Good Data For Calculation
FI22176	VM JE RISER GASÓLEO	331	330	330	332	332
FI22177	VM JE RISER NAFTA	235	235	234	236	236
FI22178	VM JE RISER NAFTA	24	24	24	24	24
FI22179	VM JE RISER NAFTA	42	42	42	43	42
fic22012	VAPOR DE BAIXA PARA RETIFICACAO DO CATALISADOR	8000	8001	8000	7999	7999
fic22172	VAPOR DE MÉDIA DE AERAÇÃO NO RISER DE GASÓLEO	1202	1202	1202	1202	1201
fic22173	VAPOR DE MÉDIA DE AERAÇÃO NO RISER DE NAFTA	1297	1298	1297	1297	1298
fic22174	VAPOR DE MÉDIA DE ACELERAÇÃO RISER DE GASOLEO	2002	2002	2001	2002	2002
fic22175	VAPOR DE MÉDIA DE ACELERAÇÃO RISER DE NAFTA	1401	1403	1397	1403	1401
fic22182	VAPOR DE MÉDIA DISPERSÃO RISER GASÓLEO	3998	4005	4003	3991	3992
fic22189	VAPOR DE MÉDIA DISPERSÃO RISER NAFTA	1796	1797	1796	1796	1795

* Apenas onde foi indicado a vazão não é volumétrica

FRACIONADORA PRINCIPAL T-01

VAZÃO (m³/d)*			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
fic22145	REFLUXO DE TOPO	64	78	56	33	91
fic22030	VAZÃO TOTAL DO REFLUXO CIRCULANTE DE TOPO (RCT)	19121	18785	19045	19359	19296
fic22051	RCT P/ REFERVEDOR DA RETIFICADORA	16056	15773	15976	16255	16222
	BY-PASS DOS REFERVEDORES DA RETIFICADORA	3065	3012	3069	3103	3074
fi22004	VAZÃO TOTAL DE LCO (FUNDO DA RETIFICADORA DE LCO)	1425	1412	1423	1436	1429
fiC22158	VAZÃO TOTAL DO REFLUXO CIRCULANTE DE LCO	41	40	40	41	41
fiC22054	ÓLEO POBRE	944	945	946	946	941
fic22243	VAZÃO DE LCO PARA TRATAMENTO	1232	1218	1230	1244	1236
fic22244	LCO PARA TANQUE	0	0	0	0	0
fi22113	LCO PARA ÓLEO DE SELAGEM	197	198	197	197	197
fic22031	REFLUXO CIRCULANTE DE HCO SUPERIOR	2462	2464	2465	2462	2458
fic22032	REFLUXO CIRCULANTE DE HCO INFERIOR	1395	1391	1394	1397	1401
	VAZÃO TOTAL DO REFLUXO CIRCULANTE DE HCO	3858	3855	3858	3858	3859
fic22001	GASÓLEO P/ RC HCO	7489	7489	7488	7489	7491
fic22003	ÓLEO DECANTADO P/ TANQUE	781	786	778	781	779
fic22038	VAZÃO TOTAL DO REFLUXO CIRCULANTE DE BORRA	9901	9878	9942	9911	9871
FI22165	REFLUXO CIRCULANTE DE BORRA PARA CALDEIRA	6527	6515	6523	6530	6539
fic22056	REFLUXO CIRCULANTE DE BORRA PARA REFERVEDOR DA DESBUTANIZ	2962	2957	2974	2988	2930
	VAZÃO TOTAL RC BORRA	9489	9473	9496	9519	9469
ffic22035	VAPOR DE RETIFICAÇÃO P/ FRACIONADORA (kg/h)	746	764	748	724	749
ffic22036	VAPOR DE RETIFICAÇÃO P/ RETIFICADORA LATERAL DE LCO (kg/h)	502	503	503	502	502

* Apenas onde houve indicação a vazão não é volumétrica

TEMPERATURA (°C)			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
ti22106	TEMPERATURA DE CARGA	519	519	519	519	519
tic22005	TOPO DA FRACIONADORA	129	129	129	129	129
ti22132	TOPO DA FRACIONADORA	129	129	129	129	129
tic22125	RETIRADA DO REFLUXO CIRCULANTE DE TOPO	166	166	167	166	166
ti22256	REFLUXO CIRCULANTE DE TOPO P/ REFERVEDOR DA RETIFICADORA	166	166	166	166	165
ti22216	REFLUXO CIRCULANTE DE TOPO APÓS REFERVEDORES	135	134	135	135	136
ti22222	RCT APÓS P-02A/B / ENT P-03A/B	124	124	124	125	125
ti22124	RCT APÓS P-03A/B / ENT T-01ANTES DA MIST C/ REF TOPO	103	102	103	103	104
tic22215	RCT APÓS MISTURA COM O REFLUXO DE TOPO	103	102	102	103	104
tic22126	REFLUXO CIRCULANTE DE LCO + LCO PRODUTO	222	222	222	222	221
ti22258	LCO APÓS P-15A/B / ENT P-16A/B	92	92	92	93	93
ti22146	LCO APÓS P-16A/B / ENT T-05 E TEMP ANTES MIST ÓLEO RICO	36	35	36	36	36
ti22214	RETORNO DO REFLUXO CIRCULANTE DE LCO + ÓLEO RICO	167	166	167	167	167
ti22176	FUNDO RETIFICADORA DE LCO P/ P-04	216	216	216	216	215
ti22225	LCO APÓS P-04 / ENT P-05	147	147	147	147	146
ti22224	LCO APÓS RESFRIADOR FINAL	41	41	41	41	42
ti22127	TEMPERATURA #16-#17	257	255	256	257	259
ti22128	RETIRADA RC HCO	279	280	280	279	279
ti22234	RC HCO PARA P-09B/D	273	274	273	273	272
ti22236	RC HCO APÓS P-09A	182	181	181	182	183
ti22235	RC HCO APÓS P-09A/C	181	180	180	181	182
ti22318	RC HCO APÓS P-09A/C PARA P-08	183	181	182	183	184
ti22319	RC HCO APÓS P-08 (ANTES BY-PASS)	44	42	43	44	45
tic22175	RC HCO APÓS P-08 (ANTES BY-PASS)	169	169	169	169	170
TIC22175O	% DE ABERTURA DA VALV DE BY-PASS DO P-08	100	100	100	100	100
ti22101	RETORNO RC HCO P/ T-01 (APÓS BY-PASS DO P-08)	170	169	170	170	170
ti22332	RETIRADA RC BORRA	343	343	343	343	343
ti22133	RC BORRA APÓS P-10A	131	130	130	131	131
ti22134	RC BORRA APÓS P-10B	215	215	215	215	215
ti22315	RC BORRA APÓS P-10A/B	214	213	213	214	214
ti22241	RC BORRA APÓS P-11A	241	239	240	241	242
ti22242	RC BORRA APÓS P-11B	246	244	245	246	247
ti22240	RC BORRA APÓS P-11A/B	0	0	0	0	0
ti22129	RETORNO RC BORRA	218	218	218	218	218
ti22316	ODEC APÓS P-06	150	149	149	149	150
ti22229	ODEC APÓS P-07A	91	90	91	91	91
ti22231	ODEC APÓS P-07B	80	80	80	80	80
ti22232	ODEC APÓS P-07A/B / L.B.	85	85	85	85	85
ti22130	TEMP ABAIXO DAS CHICANAS	381	381	381	381	380
tic22382	TEMP LIQ DE FUNDO (CONTROLE DO RC BORRA)	346	346	346	345	345
tic22383	TEMP LIQ DE FUNDO	348	348	347	347	348
tic22383O	ABERTURA DA VÁLVULA DO QUENCH	100	100	100	100	100
ti22131	FUNDO DA TORRE (CONE)	340	341	340	340	340

FRACIONADORA PRINCIPAL T-01

RCT			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
fic22030	VAZÃO TOTAL DO RCT (m³/d)	19121	18785	19045	19359	19296
	VAZÃO TOTAL DO RCT (kg/h)	650911	639464	648326	658996	656860
tic22125	RETIRADA DE RCT (°C)	166	166	167	166	166
ti22124	RCT APÓS P-03A/B / ENT T-01ANTES DA MIST C/ REF TOPO (°C)	103	102	103	103	104
50NPD20LB	MASSA ESPECÍFICA RCT @ 20oC (kg/m3)	817,0				
	Cp MÉDIO RCT (kcal/kgoC)	0,5648				
QI22004	**CARGA TÉRMICA PI (Gcal/h)**	**22,88**	**22,85**	**22,95**	**22,89**	**22,85**
	CARGA TÉRMICA TOTAL (Gcal/h)	**23,30**	**23,28**	**23,38**	**23,47**	**23,07**

RC LCO			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
fiC22158	VAZÃO RC LCO (m³/d)	**40,7**	**40,2**	**40,5**	**40,8**	**41,1**
fiC22158o	ABERTURA DA FV22158 (%)	**0,0**	**0,0**	**0,0**	**0,0**	**0,0**
fiC22054	ÓLEO POBRE	944	945	946	946	941
	VAZÃO TOTAL DO RC LCO (P15+P16) (m³/d)	944	945	946	946	941
	VAZÃO TOTAL DO RC LCO (P15+P16) (kg/h)	37893	37930	37940	37960	37742
ti22176	FUNDO T-02 P/ P-04	216	216	216	216	215
ti22214	LCO APÓS P-16A/B APÓS MIST ÓLEO RICO (°C)	167	166	167	167	167
40OLDENLB	MASSA ESPECÍFICA RC LCO @ 20oC (kg/m3)	0,963	0,963	0,963	0,963	0,963
	Cp MÉDIO RC LCO (kcal/kgoC)	0,5700				
	CARGA TÉRMICA P-15 + P-16 (Gcal/h)	**1,0602**	**1,0776**	**1,0670**	**1,0566**	**1,0398**

RC HCO			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
fic22031	RC HCO SUPERIOR (m³/d)	2462	2464	2465	2462	2458
fic22032	RC HCO INFERIOR (m³/d)	1395	1391	1394	1397	1401
	RC HCO TOTAL (kg/h)	**159130**	**159017**	**159159**	**159154**	**159188**
ti22128	RETIRADA RC HCO	279	280	280	279	279
ti22101	RETORNO RC HCO P/ T-01 (APÓS BY-PASS DO P-08)	170	169	170	170	170
	MASSA ESPECÍFICA RCT @ 20oC (kg/m3)	990,0				
	Cp MÉDIO RC HCO (kcal/kgoC)	0,5845				
	CARGA TÉRMICA SUP (Gcal/h)	**6,52**	**6,59**	**6,54**	**6,49**	**6,46**
	CARGA TÉRMICA INF (Gcal/h)	**3,70**	**3,72**	**3,70**	**3,69**	**3,68**
	CARGA TÉRMICA TOTAL (Gcal/h)	**10,22**	**10,32**	**10,24**	**10,18**	**10,14**
fic22041	RC HCO SUPERIOR (m³/d)	14	15	15	14	14
fic22041o	RC HCO SUPERIOR (m³/d)	0	0	0	0	0
fi22042	RC HCO SUPERIOR (m³/d)	105	105	105	105	105

RC BORRA (OD+QUENCH)			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
FI22165	RC BORRA P/ P-10A/B (m³/d)	6527	6515	6523	6530	6539
fi22005	RC BORRA P/ P-11A/B (m³/d)	Good Data For	Good Data For	Good Data For	Good Data For	Good Data For
fic22056	RC BORRA P/ P-19A/B (m³/d)	2962	2957	2974	2988	2930
fic22038	VAZÃO TOTAL RC BORRA (BORRA P/ P-10A/B)	9901	9878	9942	9911	9871
	VAZÃO TOTAL RC BORRA (m³/d)	**9489**	**9473**	**9496**	**9519**	**9469**
	VAZÃO TOTAL RC BORRA (kg/h)	445277	444268	447125	445767	443947
ti22332	RETIRADA RC BORRA (°C)	343	343	343	343	343
ti22129	RETORNO RC BORRA (°C)	218	218	218	218	218
40OPDENLB	MASSA ESPECÍFICA RCT @ 20oC (kg/m3)	1,079	1,079	1,079	1,079	1,079
	Cp MÉDIO RC HCO (kcal/kgoC)	0,6007				
	CARGA TÉRMICA TOTAL (Gcal/h)	**33,42**	**33,42**	**33,58**	**33,42**	**33,26**

SISTEMA DE TOPO DA FRACIONADORA E COMPRESSÃO DE GASES

VAZÃO (m³/d)*			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
fic22043	NAFTA INSTABILIZADA PARA T-03	3599	3623	3594	3588	3590
fic22145	NAFTA INSTABILIZADA / REF TOPO	64	78	56	33	91
fi22144	ÁGUA ÁCIDA DO VASO DE TOPO V-03	1046	1057	1049	1042	1035
fi22169	ÁGUA ÁCIDA DO V-2205 PARA V-03	802	802	802	802	801
fi22143	GAS EXT. U-200 (kg/h)	0	0	0	0	0
fic22044	DESCARGA 1ª EST COMPRESSOR (ton/h)	99	99	99	99	100
fic22044O	Recirculação 1ª estágio	0	0	0	0	0
fic22047	DESCARGA 2ª EST COMPRESSOR (ton/h)	86	85	86	86	86
fic22047O	Recirculação 2ª estágio	0	0	0	0	0
fic22046	HC DO VASO INTER PARA AFTERCOOLER	1021	1017	1020	1023	1026
Ffic22045	ÁGUA DE LAVAGEM PARA INTER P-12A..D	199	199	199	199	199
ffic22048	ÁGUA DE LAVAGEM PARA AFTER P-13A/B	294	298	298	290	289

* Apenas onde houve indicação a vazão não é volumétrica

TEMPERATURA (°C)			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
ti22337	ENT VASO DE TOPO V-03	46	46	46	46	46
ti22136	NAFTA INSTABILIZADA	46	45	45	46	46
ti22248	SUC 1ª EST COMPRESSOR (VASO DE TOPO)	45	45	45	46	46
ti22034a	DESCARGA 1ª EST COMPRESSOR	112	112	112	112	112
ti22250	DESCARGA 1ª EST APÓS MIST ÁGUA DE LAVAGEM	80	79	80	80	80
ti22339	ENT VASO INTER (APÓS P-12A...C)	36	35	36	36	36
ti22338	HC DO VASO INTER PARA AFTERCOOLER	41	40	40	41	41
ti22137	SUC 2ª EST COMPRESSOR (VASO INTER)	37	37	37	37	38
ti22035a	DESCARGA 2ª EST COMPRESSOR	125	124	125	125	125

PRESSÃO (kgf/cm²)			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
pic22023a	VASO DE TOPO	0,38	0,39	0,38	0,38	0,38
pic22023b	VASO DE TOPO	0,38	0,39	0,38	0,38	0,38
pic22024	SUC 1ª EST COMPRESSOR (VASO DE TOPO)	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42
pi22175	SUC 1ª EST COMPRESSOR	0,43	0,39	0,42	0,44	0,47
pi22176	DESCARGA 1ª EST COMPRESSOR	4,00	4,02	4,01	4,00	3,98
pi22177	SUC 2ª EST COMPRESSOR	3,48	3,49	3,48	3,47	3,46
pi22178	DESCARGA 2ª EST COMPRESSOR	18,54	18,54	18,54	18,55	18,55

VASO DE ALTA PRESSÃO

VAZÃO (m³/d)*			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
ffic22048	ÁGUA DE LAVAGEM PARA AFTER P-13A/B	294	298	298	290	289
fic22046	HC DO VASO INTER PARA AFTERCOOLER	1021	1017	1020	1023	1026
fiC22047	DESCARGA 2ª EST COMPRESSOR (ton/h)	86	85	86	86	86
FI22170	FUNDO ABS PRIMÁRIA	5880	6033	5963	5780	5743
FI22155	TOPO DA RETIFICADORA	Tag not foun	Tag not foun	Tag not found	Tag not foun	Tag not foun
fi22050	CARGA ABS PRIMÁRIA (kg/h)	42155	41964	42081	42179	42395
fic22049	CARGA RETIFICADORA	8386	8370	8420	8396	8361
fi22169	ÁGUA ÁCIDA DO V-05 PARA V-03	802	802	802	802	801

* Apenas onde houve indicação, a vazão não é volumétrica

TEMPERATURA (°C)			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
ti22252	APÓS P-13A/B E ANTES DO P-13C	45	44	45	45	46
ti22136	VASO DE ALTA PRESSÃO (V-05)	46	45	45	46	46
ti22253	CARGA RETIFICADORA	44	44	44	45	45
ti22034a	DESCARGA 1ª EST COMPRESSOR	112	112	112	112	112

PRESSÃO (kgf/cm²)			Período			
Tag	**Descrição**	**Média**	**1**	**2**	**3**	**4**
pi22382	VASO DE ALTA PRESSÃO	17,1	17,1	17,1	17,1	17,1

ABSORVEDORA PRIMÁRIA

VAZÃO (m³/d)*			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
fi22050	CARGA ABS PRIMÁRIA (kg/h)	42155	41964	42081	42179	42395
fiC22043	NAFTA INSTABILIZADA (VASO DE TOPO)	3599	3623	3594	3588	3590
fic22061	RECICLO DE NAFTA ESTABILIZADA PARA ABSORVEDORA PRIMARIA T03	1071	1099	1099	1099	988
fi22156	PRODUTO TOPO T-03 (kg/h)	24765	23837	25136	25074	25013
fi22170	PRODUTO FUNDO T-03	5880	6033	5963	5780	5743
fi22053	REF CIRC T-03	3824	3843	3843	3843	3766

* Apenas onde houve indicação, a vazão não é volumétrica

TEMPERATURA (°C)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
ti22340	NAFTA INSTABILIZADA + NAFTA EST	46	45	45	46	46
ti22138	TOPO T-02	45	44	45	45	45
ti22257	REF CIRC T-03 (APÓS DESC B-12A/B)	53	52	53	53	54
ti22139	TOPO T-03	51	50	51	51	51
ti22144	REF CIRC T-03 (APÓS P-30 / RETORNO T-03)	42	42	42	43	43
ti22140	FUNDO T-03	58	57	57	58	59

PRESSÃO (kgf/cm²)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
pdi22400	DELTA P 1º LEITO	0,22	0,22	0,22	0,22	0,22
pdi22399	DELTA P 2º LEITO	0,05	0,04	0,05	0,05	0,05

CARGA TÉRMICA (Gcal/h)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
qi22005	P-30	0,57	0,55	0,56	0,56	0,60

RETIFICADORA T-04

VAZÃO (m³/d)*					Período		
Tag	Descrição	Descrição do PI	Média	1	2	3	4
fic22049	CARGA RETIFICADORA	U220 - HCL V-2205	8386	8370	8420	8396	8361
FfiC22155	PRODUTO TOPO (kg/h)	U220 - TOPO/CARGA	Good Data For	Good Data For (	Good Data For	Good Data For (	Good Data For
fic22052	CARGA DESBUTANIZADORA	U220 - FUNDO T-2204	7618	7628	7636	7618	7592
fic22221	VAPOR P/ REFERVEDOR P-14A/B (kg/h)	U220 - VM P/ P-2247	827	805	819	833	851

* Apenas onde houve indicação, a vazão não é volumétrica

TEMPERATURA (°C)					Período		
Tag	Descrição	Descrição do PI	Média	1	2	3	4
ti22253	CARGA DA RETIFICADORA (V-05)	U220 - HCL V-2205	44	44	44	45	45
ti22141	PRODUTO DE TOPO	U220 - TOPO T-2204	54	54	54	55	55
ti22334	HCL P/P-47	U220 - HCL P/P-2247	70	68	69	70	71
ti22335	HCL P-47	U220 - HCL P-2247	38	36	39	39	39
ti22254	Prato #19 T-04	U220 - #19 T-2204	89	88	89	89	90
ti22142	FUNDO T-04	U220 - FUNDO T-2204	121	120	121	121	122
ti22143	RETORNO REFERVEDOR (P-14A/B)	U220 - RCT P-2214	125	125	126	125	124
ti22333	VAPOR P/ REFERVEDOR (P-14A/B)	U220 - VB P/ P-2247	129	127	130	130	129

ABSORVEDORA SECUNDÁRIA T-05

VAZÃO (m³/d)*			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
fi22157	GÁS COMBUSTÍVEL PRODUTO (kg/h)	15242	15283	15225	15165	15293
FI22156	PRODUTO TOPO T-03 (kg/h)	24765	23837	25136	25074	25013
fic22054	ÓLEO POBRE	944	945	946	946	941
fi22171	ÓLEO RICO	1074	1064	1074	1078	1081

* Apenas onde houve indicação, a vazão não é volumétrica

TEMPERATURA (°C)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
ti22147	GÁS COMBUSTÍVEL PRODUTO	42	41	41	42	43
ti22139	PRODUTO TOPO T-03	51	50	51	51	51
ti22146	ÓLEO POBRE	36	35	36	36	36
ti22145	FUNDO T-05 (ENT P-15A/B)	54	53	54	55	56
ti22341	ÓLEO RICO (SAÍDA P-15A/B - ANTES MIST RC LCO)	180	180	180	180	180

PRESSÃO (kgf/cm²)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
pic22025	PRESSÃO TOPO T-05	17	17	17	17	17
pdi22401	DELTA P T-05	0	0	0	0	0

DESBUTANIZADORA T-06

VAZÃO (m³/d)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
fic22052	CARGA DESBUTANIZADORA	7618	7628	7636	7618	7592
ffic22055	REFLUXO DE TOPO DA DEBUTANIZADORA T06	3089	3070	3084	3097	3106
fic22057	VAZÃO DE GLP	1575	1550	1577	1613	1559
fic22063	GASOLINA PARA TRATAMENTO + REC RISER	4366	4321	4339	4341	4462
fic22061	RECICLO DE NAFTA ESTABILIZADA PARA ABSORVEDORA PRIMARIA T03	1071	1099	1099	1099	988
fic22135	NAFTA CRAQUEADA PARA O RISER DE NAFTA	0	0	0	0	0
	NAFTA P/ TRATAMENTO	4366	4321	4339	4341	4462

TEMPERATURA (°C)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
ti22262	CARGA DESBUTANIZADORA (ENT P-17)	0	0	0	0	0
ti22153	CARGA DESBUTANIZADORA (SAIDA P-17)	0	0	0	0	0
ti22384	GLP SAIDA P-2218A/B (ENT V-06)	41	40	41	41	41
ti22156	GLP V-06	39	39	39	39	40
ti22152	TOPO T-06	57	57	57	57	57
ti22151	PRATO #4 T-06	70	71	70	70	69
ti22154	PRATO #24 T-06	134	134	134	134	135
TIC22007	PRATO #31 T-06	136	135	136	137	138
ti22155	FUNDO T-05	178	177	177	178	178
ti22264	NAFTA CRAQUEADA (SAI P-17)	143	143	143	144	144
ti22271	NAFTA CRAQUEADA (SAI P-20)	63	63	63	63	63
ti22272	NAFTA CRAQUEADA (SAI P-20 APÓS BY-PASS)	69	69	69	69	68
ti22385	NAFTA CRAQUEADA (APÓS P-21A/B)	40	35	39	41	43

PRESSÃO (kgf/cm²)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
pi22385	TOPO T-06	10,78	10,74	10,78	10,82	10,79
pic22026	PRATO #18 T-06	10,91	10,87	10,91	10,95	10,89
pic22366	PRATO #18 T-06	10,89	10,86	10,90	10,94	10,87

PRODUTOS

VAZÃO (m³/d)			Período			
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4
fi22066	GÁS ÁCIDO (kg/h)	1405	1433	1401	1368	1417
fi22654	GÁS ÁCIDO (kg/h)	0	0	0	0	0
fi22157	GÁS COMBUSTÍVEL PRODUTO (kg/h)	15242	15283	15225	15165	15293
fi22067	GÁS COMBUSTÍVEL TRATADO (kg/h)	14647	14652	14617	14643	14678
fi22649	GÁS COMBUSTÍVEL (kg/h)	17229	17248	17248	17162	17257
fic22057	VAZÃO DE GLP	1575	1550	1577	1613	1559
fic22578	VAZÃO DE GLP	2247	2285	2279	2261	2162
fic22063	GASOLINA PARA TRATAMENTO + REC RISER	4366	4321	4339	4341	4462
fic22613	GASOLINA PARA TRATAMENTO	3964	3955	3996	3941	3963
fic22135	NAFTA CRAQUEADA PARA O RISER DE NAFTA	0	0	0	0	0
	NAFTA P/ TRATAMENTO	4366	4321	4339	4341	4462
fi22509	LCO	1484	1469	1478	1487	1504
fic22244	LCO P/ TANQUE	0	0	0	0	0
fic22243	VAZÃO DE LCO PARA TRATAMENTO (ANTES DO P-2205)	1232	1218	1230	1244	1236
fi22113	ÓLEO DE SELAGEM	197	198	197	197	197
	LCO TOTAL CALCULADO	1429	1416	1428	1441	1433
FI22004	LCO TOTAL PI	1425	1412	1423	1436	1429
fic22003	ÓLEO DECANTADO P/ TANQUE	781	786	778	781	779
fic22508	ÓLEO DECANTADO P/ TANQUE	556	560	551	571	540

QUALIDADE DOS PRODUTOS			Período				
Tag	Descrição	Média	1	2	3	4	
CT22054	C3+ NO GC	2,51	2,51	2,51	2,51	2,51	% volume
QI22104	C3+ INFERIDO NO GAS COMBUSTIVEL	3,55	3,51	3,51	3,52	3,67	% volume
QI22101	PFE INFERIDA DA NAFTA CRAQUEADA	207,85	208,05	207,97	207,74	207,63	°C
220LCOPFE	PFE LCO CALCULADO	665,42	665,42	665,42	665,42	665,42	°C
QI22102	PVR INFERIDA DA NAFTA CRAQUEADA	56,69	55,75	56,57	56,76	57,68	kPa
QI22103	INTEMPERISMO INFERIDO DO GLP	0,54	0,78	0,55	0,50	0,33	°C
CT22064	C2- NO GLP	0,46	0,46	0,46	0,46	0,46	% massa

APÊNDICE B: ESTIMATIVA DE INERTES PARA A FRACIONADORA PRINCIPAL

ESTIMATIVA DO ARRASTE E COMPOSIÇÃO DE INERTES PARA A FRACIONADORA

UNIDADE:
SEP:
dados

COMPOSIÇÃO EM PESO DO FLUE GAS:						
	BASE ÚMIDA			BASE ÚM (%P)	B. SECA (%P)	B. SECA (%P)
CO	12,333	t/h		5,07	5,49	5,50
CO2	46,505	t/h		19,12	20,69	20,75
N2	165,304	t/h		67,96	73,53	73,74
O2	0,024	t/h		0,01	0,01	0,01
SO2	0,639	t/h		0,26	0,28	//////////////////
H20	18,438	t/h		7,58	//////////////////	//////////////////
			TOTAL:	100,000	100,000	100,000
FATOR DE EMPOBRECIMENTO DO NITROGÊNIO:				0,85		
CIRCULAÇÃO DE CATALISADOR:				1564,41	t/h	
ARRASTE CONSIDERADO:				1,35	kg/t catalisador circulante	
COMPOSIÇÃO EM PESO DOS INERTES ARRASTADOS:						

	B. SECA (%P)	kg/h	PM
CO	7,82	165	28,01
CO2	29,48	623	44,01
N2	62,68	1324	28,01
O2	0,02	0,32	31,998
TOTAL	100,00	2112	32,73

APÊNDICE C: PERFIL DE PRESSÃO DA UNIDADE DE FCC EM ESTUDO

Período	Início	4/2/10 10:00h
	Fim	4/2/10 14:00h
Variáveis	**P (kgf/cm^{2}man)**	**P (kgf/cm^{2}abs)**
Topo do Vaso Separador (Conversor)	1,55	2,52
ΔP entre V.S. e fundo da fracionadora principal	0,21	-
Fundo da fracionadora T-01	1,342	2,31
Topo da fracionadora T-01	1,07	2,04
ΔP na torre fracionadora principal	0,27	-
ΔP nos condensadores de topo + trechos	0,64	-
Vaso de topo da fracionadora	0,43	1,39
Sucção do compressor de gases (1º est.)	0,43	1,39
Descarga do compressor (1º est.)	4,00	4,97
Relação de compressão do 1º est. (Pd/Ps abs)	-	3,56
ΔP entre descarga do 1º est. e vaso de interestágio	0,53	-
Vaso de interestágio V-2204	3,48	4,44
Sucção do compressor de gases (2º est.)	3,48	4,44
Descarga do compressor (2º est.)	18,54	19,51
Relação de compressão do 2º est. (Pd/Ps abs)	-	4,39
ΔP entre o topo da Retificadora e entrada dos cond. de alta pressão	0,1	-
Vaso de alta pressão	17,13	18,10
Topo da torre retificadora T-04	18,64	19,61
Fundo da torre retificadora T-04	18,84	19,81
ΔP na torre retificadora T-04	0,20	-
ΔP entre vaso de alta e fundo da absorvedora primária	0,12	-
Fundo da absorvedora primária T-03	17,01	17,98
Topo da absorvedora primária T-03	16,81	17,78
ΔP na absorvedora primária T-03	0,20	-
ΔP entre o topo da Abs. 1º e o fundo da Abs. 2º	0,1	-
Fundo da absorvedora secundária T-05	16,71	17,68
Topo da absorvedora secundária T-05	16,51	17,48
ΔP na absorvedora secundária T-05	0,20	-
Prato 16 da torre desbutanizadora T-06	10,94	11,90
Fundo da desbutanizadora T-06	11,08	12,05
Topo da desbutanizadora T-06	10,78	11,75
ΔP na torre desbutanizadora T-06	0,3	-
ΔP dos trechos + condensador de topo da desbutanizadora	0,4	-
Vaso de topo da desbutanizadora	10,38	11,35
Nota: Pressão atmosférica	**0,965**	**kgf/cm2**

As células marcadas em azul foram calculadas pela média entre o período das 10:00h as 14:00h do dia 04/02/2010. Já as células em amarelo foram valores arbitrados a partir de valores típicos e consolidados na área de FCC. A partir dos valores admitidos foi possível fechar um perfil de pressão para as simulações criadas para este trabalho.

APÊNDICE D: FOLHA DE DADOS DA BOMBA DE RECICLO DE NAFTA CRAQUEADA

PETROBRAS

BOMBA CENTRIFUGA

1	APLICAVEL: ( ) PROPOSTA (X) COMO COMPRADO	53	ITEM Nº B-2217-A/B QUANTIDADE: 2
2	( ) P/ COMPRA ( ) COMO CONSTRUIDO	54	( ) SERIE ( )PARALELO COMUM (X)
3	ACIONADOR: (x) MOTOR ELÉTRICO ( ) TURBINA	55	SERVIÇO: LIQUIDO DO V-2204 P/ V-2205
4	( )	56	
5	NORMA: (x) API-610 (8ª EDIÇÃO)	57	FABRICANTE: INGERSOLL DRESSER PUMPS
6	PROJETO: (x) API-610 A (8ª EDIÇÃO)	58	MODÊLO /TIPO: 2.1/2 HE-2
7	APLICAVEL:	59	NUMERO DE SÉRIE: 35485.03.01/02
8	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	60	CONSTRUÇÃO
9	VAZÃO, m3/h: normal 55,0 max., 62,0 minima	61	BOCAIS / SUCÇÃO / DESCARGA
10	PRESSÃO, kgf/cm2m: SUCÇÃO MAX./NORM. 6,0	62	DIMENSÃO / 4" / 2.1/2"
11	DESC. NOMINAL: 24,0	63	CLASSE / 600# / 600#
12	PRESS. DIF.kgf/cm2: 18,0 AMT.m:250,0 NPSH DISP.m:7,0	64	FACEAMENTO / RF / RF
13	FLUIDO BOMBEADO	65	ORIENTAÇÃO / TOP / TOP
14	FLUIDO: HIDROCARBONETO DENSIDADE: 0,720	66	(X) CONEXÕES AUXILIARES
15	(X) TÓXICO (X) INFLAMAVEL (X) AGRESSIVO	67	( ) SOLDA SOQUETE (X) FLANGEADAS
16	TEMPERATURA °C: NORMAL: 36 MAX.: 42 MIN.:	68	( )SOLDA TOPO ( ) ROSQUEADAS
17	PRESSÃO DE VAPOR, 0,70 kgf/cm2 abs @ TEMP. NORMAL	69	(X) CARCAÇA
18	VISCOSIDADE MAX., cP 0,42 @ TEMP. NORMAL	70	(X) LINHA DE CENTRO ( ) VERTICAL
19	CALOR ESPECIF., kcal/kg°C:	71	( ) PÉ ( ) IN-LINE
20	CORROSÃO / EROSÃO: RSH	72	( ) SUMP ( )
21	DIÂM. MAX. SÓLIDOS, µm: CONCENTRAÇÃO, ppm:	73	BIPARTIÇÃO ( ) AXIAL (X) RADIAL
22	CLORETOS, ppm: H2S, ppm:	74	( ) SIMPLES VOLUTA (X) DUPLA VOLUTA
23	SERVIÇO (X) CONT. ( ) INTERMIT. ( ) PART./DIA	75	( ) BARRIL ( ) DIFUSOR
24		76	( ) MULTIPLAS VOLUTAS ( ) DUPLA CARCAÇA VERT.
25	PERFORMANCE	77	IMPELIDOR
26	CURVA Nº 2148-7 rpm: 3550 Nss: 8403	80	( ) EM BALANÇO (X) ENTRE MANCAIS
27	Nº IMPELIDORES: NOMINAL: 2 MAX. 2	81	Nº PÁS DO IMPELIDOR:
28	DIÂM. DO IMPELIDOR, mm: MAX. NOTA 1 MIN. NOTA 1	82	Nº DE PÁS DIFUSORAS:
29	POTÊNCIA NOMINAL, Kw: 58,5 EFICIÊNCIA, %: 52 Δ	83	ANGULO DA PÁ: ESPESSURA, mm
30	VAZÃO MIN. CONT. m3/h ESTAVEL: 40 TÉRMICA: 25	84	LARGRA DO TIP, mm
31	AMT MAX. IMP. SELEC., m: 290	85	( ) ABERTO (X) FECHADO ( ) SEMI-ABERTO
32	POTÊNCIA MAX. IMP. SELEC. Kw: 65,1	86	( ) EIXO
33	NPSH REQUERIDO, VAZÃO NOMINAL, m: 2,2	87	DIÂMETRO NA LUVA, mm
34	VAZÃO MINIMA CONT. ESTÁVEL, m: 1,8	88	DIÂMETRO NO ACOPLAMENTO, mm
35	NIVEL DE RUÍDO ESPERADO, Db(A) 85 @ 1.0 m	89	DIÂMETRO ENTRE MANCAIS, mm
36	FATOR CORREÇÃO VISCOSIDADE: CQ 1,0 CH 1,0 CE 1,0	90	DISTÂNCIA ENTRE L CENTRO MANCAIS, mm
37	MANCAIS DE LUBRIFICAÇÃO	91	DISTÂNCIA ENTRE MANCAIS E IMPELIDOR, mm
38	( )ROLAMENTO( )HIDRODINÂMICO ( ) VER F.D.MANCAIS	92	DEFLEXÃO TOTAL NA REGIÃO FACES SELO, µm:
39	MANCAL ROL / TIPO / CARGA NOM / CARGA MAX	93	DEFLEXÃO TOTAL NO IMPELIDOR, µm:
40	RADIAL / 6311	94	DEFLEXÃO TOTAL NA PONTA DO EIXO, µm:
41	AXIAL / 7311 BG	95	PESOS
42	LUBRIFICAÇÃO: ( ) VER F.D. DO SIST. DE LUBRIF.	96	BOMBA, kg: 750
43	( ) GRAXA ( ) BANHO DE ÓLEO (X)NIVEL CONST.	97	BASE, kg: 660 Δ
44	( ) ANEL ( ) NEVOA DE ÓLEO (PURA)	98	MOTOR, kg: 780
45	( ) NEVOA DE ÓLEO (PURGA)	99	TURBINA, kg ----------
46	( ) VISCOSIDADE DO ÓLEO GR ISO	100	

	MOTOR	TURBINA	REDUTOR
47			
48	ITEM Nº MB-2217 A/B	ITEM Nº	ITEM Nº
49	FABRIC. WEG MOTORES	FABRIC.	FABRIC.
50	POTÊNCIA, Kw 125 HP	POTÊNCIA, kW	POTÊNCIA, kW
51	rpm: 3550	rpm:	rpm:
52	CONJ. MONTADO POR: FORN. BOMBA	CONJ MONTADO POR: FORN. TURBINA	CONJ MONTADO POR: FORN. RED.

APÊNDICE E: AVALIAÇÃO DOS CONDENSADORES DE TOPO DA FRACIONADORA PRINCIPAL

Simulação do dia 04/02/2010: Condensadores de Topo

HTRI **Output Summary** Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 17/8/2011 11:03 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Rating - Horizontal With Double-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			005A		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		141,310		1241,94
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	1,000	0,357	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	129,50	45,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	2,040		2,500	2,223
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,059	0,640	0,553	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	339,72	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	252,40
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	5224,80	Required U	(kcal/m2-hr-C)	168,36
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	18,5947
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	2993,13
EMTD	(Deg C)	36,9	Overdesign	(%)	49,92

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AJS	Baffle type	(--)	Double-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	4	Central spacing	(mm)	330,000
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	14

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	438,151
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	304,801
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	111,087
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	22,263
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	202,718
Tube count	(--)	1040	Tube outlet	(mm)	202,718
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	74,30	Shellside	6,08	A	0,061
Tube	6,81	Tubeside	1,17	B	0,707
Fouling	17,22	Crossflow	5,26	C	0,095
Metal	1,67	Window	4,17	E	0,116
				F	0,021

Simulação 2: Condensadores de Topo

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petobras
Petobras

Xist Ver. 6.00 30/4/2012 13:21 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Rating - Horizontal With Double-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			005A		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		153,744		1286,64
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	1,000	0,440	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	126,00	38,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	2,040		2,500	2,204
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,078	0,640	0,592	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	330,95	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	247,93
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	5348,67	Required U	(kcal/m2-hr-C)	224,45
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	19,2539
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	2993,10
EMTD	(Deg C)	28,6	Overdesign	(%)	10,46

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AJS	Baffle type	(--)	Double-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	4	Central spacing	(mm)	330,200
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	14

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	438,151
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	304,801
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	111,087
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	22,263
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	202,718
Tubecount	(--)	1040	Tube outlet	(mm)	202,718
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	74,94	Shellside	7,28	A	0,061
Tube	6,53	Tubeside	1,21	B	0,708
Fouling	16,90	Crossflow	6,30	C	0,095
Metal	1,63	Window	5,00	E	0,116
				F	0,021

Simulação do dia 04/02/2010: Condensadores de Interestágio

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 18/8/2011 10:49 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Rating - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			034A		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		47,6334		187,713
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,927	0,660	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	81,55	41,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	4,970		3,500	3,453
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,049	0,530	0,093	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	364,33	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	245,29
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	2409,66	Required U	(kcal/m2-hr-C)	124,59
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	2,8105
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	1137,95
EMTD	(Deg C)	19,8	Overdesign	(%)	96,88

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AJS	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	940,000	Baffle cut	(Pct Dia.)	25,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	
Parallel	(--)	2	Central spacing	(mm)	452,120
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	336,551
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	254,509
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	86,504
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	21,646
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	202,718
Tubecount	(--)	790	Tube outlet	(mm)	202,718
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	67,58	Shellside	2,46	A	0,185
Tube	14,29	Tubeside	0,46	B	0,562
Fouling	16,57	Crossflow	2,94	C	0,091
Metal	1,57	Window	3,65	E	0,096
				F	0,066

Simulação_2: Condensadores de Interestágio

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 30/4/2012 15:00 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Rating - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			034A		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		60,0750		191,622
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,948	0,775	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	76,92	38,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	4,970		3,500	3,199
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,083	0,530	0,601	
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	400,13	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	280,56
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	4428,85	Required U	(kcal/m2-hr-C)	163,27
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	2,8690
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	1137,94
EMTD	(Deg C)	15,4	Overdesign	(%)	71,84

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AJS	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	940,000	Baffle cut	(Pct Dia.)	25,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	
Parallel	(--)	2	Central spacing	(mm)	452,120
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	336,551
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	254,509
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	86,504
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	47,046
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	202,718
Tubecount	(--)	790	Tube outlet	(mm)	202,718
Tube Pass	(--)	4			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	70,47	Shellside	3,48	A	0,184
Tube	8,85	Tubeside	0,95	B	0,561
Fouling	18,90	Crossflow	4,13	C	0,093
Metal	1,78	Window	5,15	E	0,096
				F	0,067

Simulação do dia 04/02/2010: Condensadores de Alta Pressão

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 28/7/2011 08:39 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Rating - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			045A		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		143,903		282,883
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,249	0,129	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	80,20	45,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	19,510		0,000	0,000
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,231	1,410	0,360	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	581,37	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	367,41
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	4319,68	Required U	(kcal/m2-hr-C)	259,75
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	4,2354
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	701,862
EMTD	(Deg C)	23,2	Overdesign	(%)	41,45

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AJS	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	25,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	425,450
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	12

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	205,004
Tube count	(--)	980	Tube outlet	(mm)	205,004
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	63,20	Shellside	1,03	A	0,200
Tube	10,92	Tubeside	0,94	B	0,532
Fouling	24,15	Crossflow	1,47	C	0,088
Metal	1,73	Window	1,62	E	0,120
				F	0,060

Simulação 2: Condensadores de Alta Pressão

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 2/5/2012 09:45 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Rating - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		045			Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)	160,298			328,175
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,309	0,169	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	76,25	41,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	19,510		0,000	0,000
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,288	1,410	0,574	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	615,25	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	381,90
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	5725,40	Required U	(kcal/m2-hr-C)	377,12
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	4,9135
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	701,859
EMTD	(Deg C)	18,5	Overdesign	(%)	1,27

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AJS	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	26,18
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	425,450
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	12

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	258,877
Tube count	(--)	980	Tube outlet	(mm)	258,877
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	62,07	Shellside	1,41	A	0,192
Tube	9,40	Tubeside	1,31	B	0,542
Fouling	26,06	Crossflow	1,96	C	0,089
Metal	2,46	Window	2,04	E	0,117
				F	0,060

APÊNDICE H: AVALIAÇÃO DO CONDENSADOR DO *PUMPAROUND* DA ABSORVEDORA PRIMÁRIA

Simulação do dia 04/02/2010

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 2/5/2012 13:40 SN: 1500213799 MKH Units

Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			03R		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		148,469		106,762
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	51,39	40,00	30,00	38,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	17,846	17,375	3,500	2,775
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,942	0,000	1,451	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1933,48	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	700,89
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	8635,38	Required U	(kcal/m2-hr-C)	640,03
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	0,8528
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	133,435
EMTD	(Deg C)	10,0	Overdesign	(%)	9,51

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	660,400	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	177,800
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	29

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	154,051
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	154,051
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	69,217
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	38,733
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	154,051
Tubecount	(--)	370	Tube outlet	(mm)	154,051
Tube Pass	(--)	4			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	36,25	Shellside	1,09	A	0,259
Tube	11,44	Tubeside	2,25	B	0,456
Fouling	47,83	Crossflow	1,72	C	0,109
Metal	4,48	Window	1,48	E	0,175
				F	0,000

Simulação_2

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 2/5/2012 13:22 SN: 1500213799 MKH Units

Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			03R		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		158,261		114,794
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	49,60	38,00	30,00	38,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	17,846	17,350	3,500	2,656
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,993	0,000	1,687	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

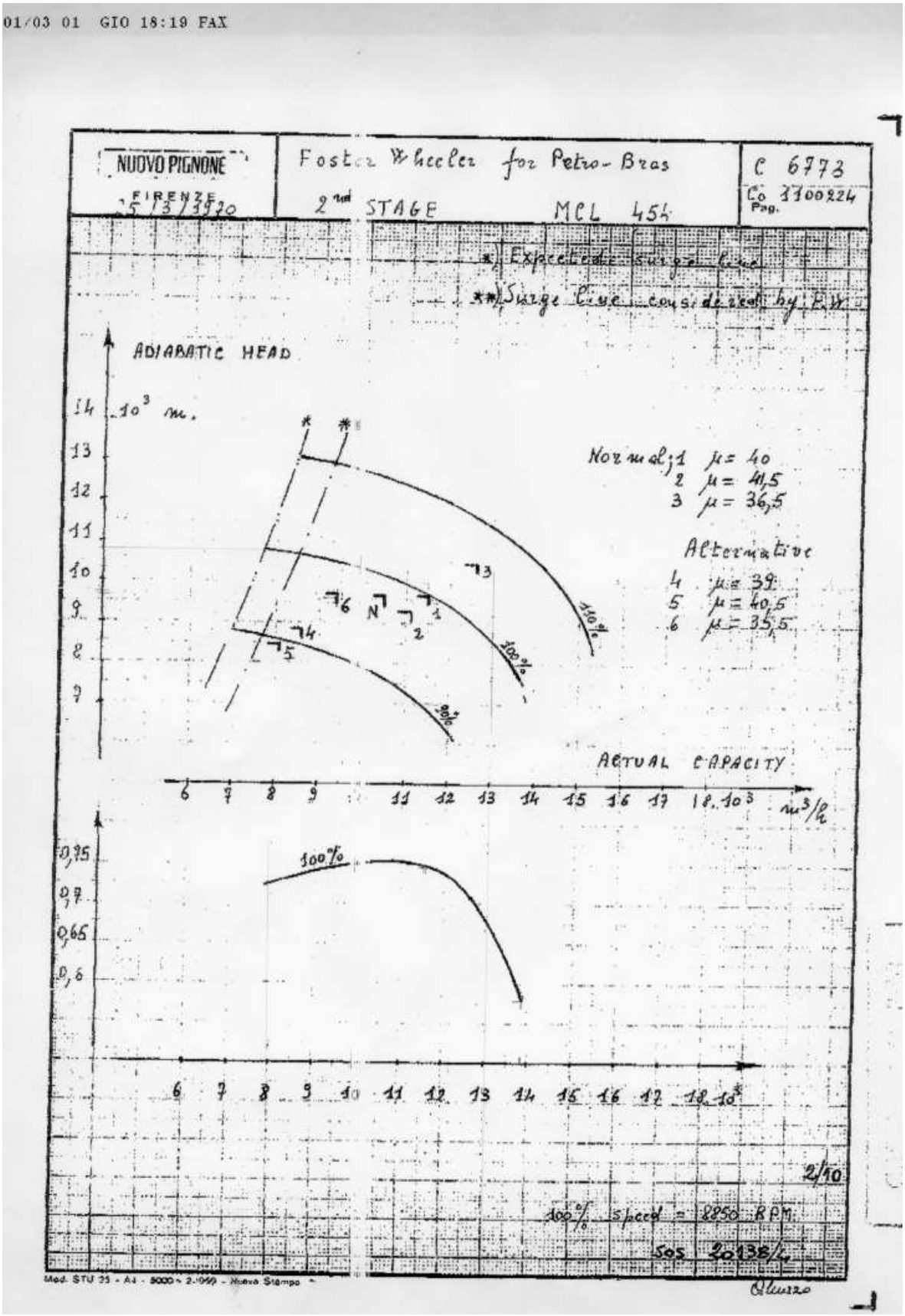
Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	2014,18	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	715,94
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	9149,74	Required U	(kcal/m2-hr-C)	923,62
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	0,9170
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	133,435
EMTD	(Deg C)	7,4	Overdesign	(%)	-22,49

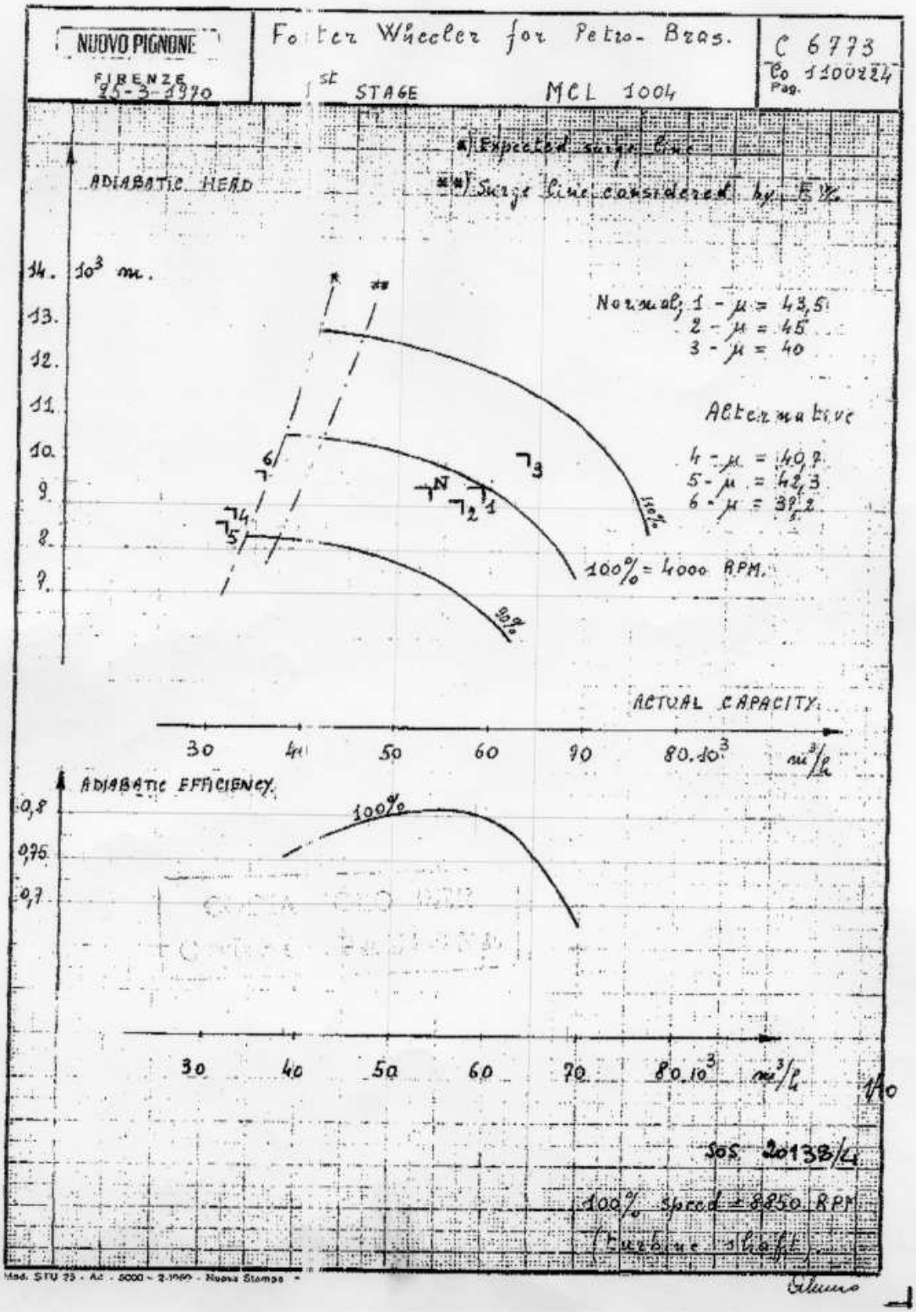
Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	660,400	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	177,800
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	29

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	258,877
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	258,877
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	34,925
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	34,925
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	128,194
Tube count	(--)	370	Tube outlet	(mm)	128,194
Tube Pass	(--)	4			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	35,54	Shellside	1,17	A	0,257
Tube	11,03	Tubeside	2,42	B	0,460
Fouling	48,86	Crossflow	1,84	C	0,106
Metal	4,57	Window	1,65	E	0,177
				F	0,000

APÊNDICE I: CURVAS DO HEAD X EFICIÊNCIA DO COMPRESSOR DE GASES



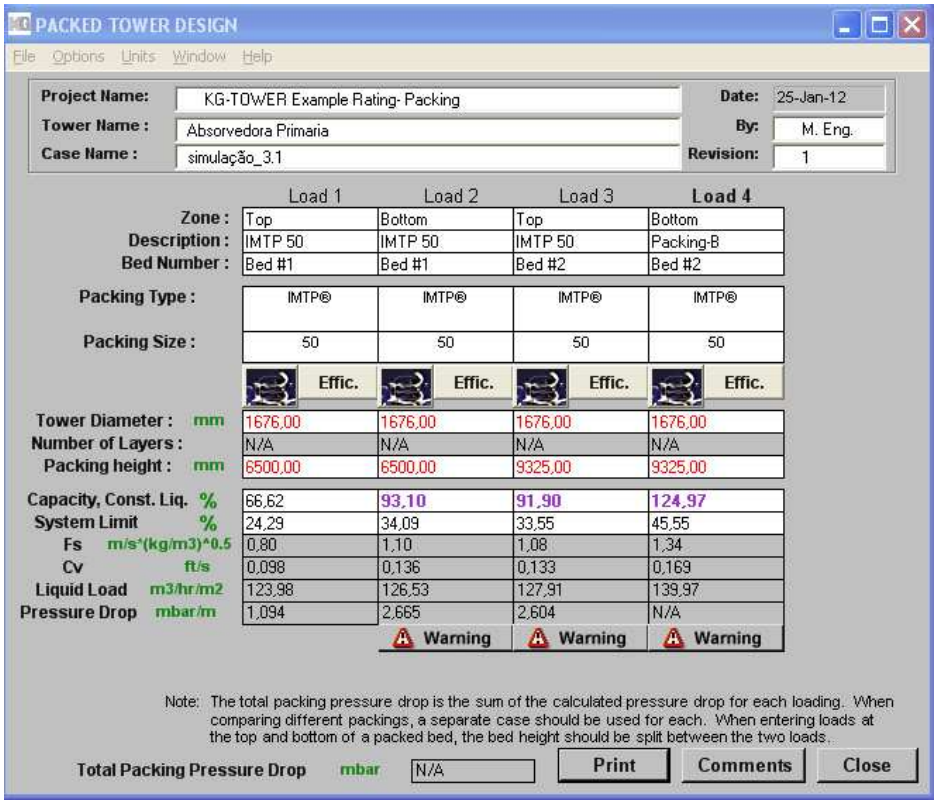

NUOVO PIGNONE
FIRENZE
25-3-1970
Foster Wheeler for Petro-Bras.
1st STAGE
MCL 1004
C 6773
Co 1100224
Pag.
* Expected surge line
** Surge line considered by E%
ADIABATIC HEAD
14. 10³ m.
13.
12.
11.
10.
9.
8.
7.
Normal: 1 - μ = 43,5
2 - μ = 45
3 - μ = 40
Alternative
4 - μ = 40,7
5 - μ = 42,3
6 - μ = 39,2
110%
100% = 4000 RPM.
90%
ACTUAL CAPACITY
30
40
50
60
70
80.10³
m³/h
ADIABATIC EFFICIENCY
0,8
0,75
0,7
100%
30
40
50
60
70
80.10³
m³/h
SOS 20138/4
100% speed = 8850 RPM
(turbine shaft)
Mod. STU 73 - Ac - 5000 - 2-1969 - Nuova Stampa

APÊNDICE J: AVALIAÇÃO DOS PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS PARA O CASO QUE PROPÕE O AUMENTO DA VAZÃO DE RECICLO DE NAFTA CRAQUEADA

Folha de dados da bomba de reciclo da nafta craqueada

1	APLICAVEL: ( ) PROPOSTA (X) COMO COMPRADO			53	ITEM Nº B-2217-A/B		QUANTIDADE: 2
2	( ) P/ COMPRA ( ) COMO CONSTRUIDO			54	( ) SERIE ( )PARALELO		COMUM (X)
3	ACIONADOR: (x) MOTOR ELÉTRICO ( ) TURBINA			55	SERVIÇO: LIQUIDO DO V-2204 P/ V-2205		
4	( )			56			
5	NORMA: (x) API-610 (8º EDIÇÃO)			57	FABRICANTE: INGERSOLL DRESSER PUMPS		
6	PROJETO: (x) API-610 A (8º EDIÇÃO)			58	MODÊLO /TIPO: 2.1/2 HE-2		
7	APLICAVEL:			59	NUMERO DE SÉRIE: 35485.03.01/02		
8	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO			60	CONSTRUÇÃO		
9	VAZÃO, m3/h: normal 55,0 max., 62,0 minima			61	BOCAIS	SUCÇÃO	DESCARGA
10	PRESSÃO, kgf/cm2m: SUCÇÃO MAX./NORM. 6,0			62	DIMENSÃO	4"	2.1/2"
11	DESC. NOMINAL: 24,0			63	CLASSE	600#	600#
12	PRESS. DIF.kgf/cm2: 18,0 AMT,m:250,0 NPSH DISP.m:7,0			64	FACEAMENTO	RF	RF
13	FLUIDO BOMBEADO			65	ORIENTAÇÃO	TOP	TOP
14	FLUIDO: HIDROCARBONETO DENSIDADE: 0,720			66	(X) CONEXÕES AUXILIARES		
15	(X) TÓXICO (X) INFLAMAVEL (X) AGRESSIVO			67	( ) SOLDA SOQUETE (X) FLANGEADAS		
16	TEMPERATURA °C: NORMAL: 36 MAX.: 42 MIN.:			68	( )SOLDA TOPO ( ) ROSQUEADAS		
17	PRESSÃO DE VAPOR, 0,70 kgf/cm2 abs @ TEMP. NORMAL			69	(X) CARCAÇA		
18	VISCOSIDADE MAX., cP 0,42 @ TEMP. NORMAL			70	(X) LINHA DE CENTRO ( ) VERTICAL		
19	CALOR ESPECIF., kcal/kg°C:			71	( ) PÉ ( ) IN-LINE		
20	CORROSÃO / EROSÃO: RSH			72	( ) SUMP ( )		
21	DIÂM. MAX. SÓLIDOS, µm: CONCENTRAÇÃO, ppm:			73	BIPARTIÇÃO ( ) AXIAL (X) RADIAL		
22	CLORETOS, ppm: H2S, ppm:			74	( ) SIMPLES VOLUTA (X) DUPLA VOLUTA		
23	SERVIÇO (X) CONT. ( ) INTERMIT. ( ) PART./DIA			75	( ) BARRIL ( ) DIFUSOR		
24				76	( ) MULTIPLAS VOLUTAS ( ) DUPLA CARCAÇA VERT.		
25	PERFORMANCE			77	IMPELIDOR		
26	CURVA Nº 2148-7 rpm: 3550 Nss: 8403			80	( ) EM BALANÇO (X) ENTRE MANCAIS		
27	Nº IMPELIDORES: NOMINAL: 2 MAX. 2			81	Nº PÁS DO IMPELIDOR:		
28	DIÂM. DO IMPELIDOR, mm: MAX. NOTA 1 MIN. NOTA 1			82	Nº DE PÁS DIFUSORAS:		
29	POTÊNCIA NOMINAL, Kw: 58,5 EFICIÊNCIA, %: 52 Δ			83	ANGULO DA PÁ: ESPESSURA, mm		
30	VAZÃO MIN. CONT. m3/h ESTAVEL: 40 TÉRMICA: 25			84	LARGRA DO TIP, mm		
31	AMT MAX. IMP. SELEC., m: 290			85	( ) ABERTO (X) FECHADO ( ) SEMI-ABERTO		
32	POTÊNCIA MAX. IMP. SELEC. Kw: 65,1			86	( ) EIXO		
33	NPSH REQUERIDO, VAZÃO NOMINAL, m: 2,2			87	DIÂMETRO NA LUVA, mm		
34	VAZÃO MINIMA CONT. ESTÁVEL, m: 1,8			88	DIÂMETRO NO ACOPLAMENTO, mm		
35	NIVEL DE RUÍDO ESPERADO, Db(A) 85 @ 1.0 m			89	DIÂMETRO ENTRE MANCAIS, mm		
36	FATOR CORREÇÃO VISCOSIDADE: CQ 1,0 CH 1,0 CE 1,0			90	DISTÂNCIA ENTRE L CENTRO MANCAIS, mm		
37	MANCAIS DE LUBRIFICAÇÃO			91	DISTÂNCIA ENTRE MANCAIS E IMPELIDOR, mm		
38	( )ROLAMENTO( )HIDRODINÂMICO ( ) VER F.D.MANCAIS			92	DEFLEXÃO TOTAL NA REGIÃO FACES SELO, µm:		
39	MANCAL ROL	TIPO	CARGA NOM / CARGA MAX	93	DEFLEXÃO TOTAL NO IMPELIDOR, µm:		
40	RADIAL	6311		94	DEFLEXÃO TOTAL NA PONTA DO EIXO, µm:		
41	AXIAL	7311 BG		95	PESOS		
42	LUBRIFICAÇÃO: ( ) VER F.D. DO SIST. DE LUBRIF.			96	BOMBA, kg: 750		
43	( ) GRAXA ( ) BANHO DE ÓLEO (X)NIVEL CONST.			97	BASE, kg: 660 Δ		
44	( ) ANEL ( ) NEVOA DE ÓLEO (PURA)			98	MOTOR, kg: 780		
45	( ) NEVOA DE ÓLEO (PURGA)			99	TURBINA, kg ----------		
46	( ) VISCOSIDADE DO ÓLEO GR ISO			100			
47	MOTOR		TURBINA		REDUTOR		
48	ITEM Nº MB-2217 A/B		ITEM Nº		ITEM Nº		
49	FABRIC. WEG MOTORES		FABRIC.		FABRIC.		
50	POTÊNCIA, Kw 125 HP		POTÊNCIA, kW		POTÊNCIA, kW		
51	rpm: 3550		rpm:		rpm:		
52	CONJ. MONTADO POR: FORN. BOMBA		CONJ MONTADO POR: FORN. TURBINA		CONJ MONTADO POR: FORN. RED.		

Avaliação no KG Tower da absorvedora primária



PACKED TOWER DESIGN

File Options Units Window Help

Project Name:	KG-TOWER Example Rating- Packing	Date:	25-Jan-12
Tower Name :	Absorvedora Primaria	By:	M. Eng.
Case Name :	simulação_3.1	Revision:	1

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4
Zone :	Top	Bottom	Top	Bottom
Description :	IMTP 50	IMTP 50	IMTP 50	Packing-B
Bed Number :	Bed #1	Bed #1	Bed #2	Bed #2
Packing Type :	IMTP®	IMTP®	IMTP®	IMTP®
Packing Size :	50	50	50	50
	Effic.	Effic.	Effic.	Effic.
Tower Diameter : mm	1676,00	1676,00	1676,00	1676,00
Number of Layers :	N/A	N/A	N/A	N/A
Packing height : mm	6500,00	6500,00	9325,00	9325,00
Capacity, Const. Liq. %	66,62	93,10	91,90	124,97
System Limit %	24,29	34,09	33,55	45,55
Fs m/s*(kg/m3)^0.5	0,80	1,10	1,08	1,34
Cv ft/s	0,098	0,136	0,133	0,169
Liquid Load m3/hr/m2	123,98	126,53	127,91	139,97
Pressure Drop mbar/m	1,094	2,665	2,604	N/A
		Warning	Warning	Warning

Note: The total packing pressure drop is the sum of the calculated pressure drop for each loading. When comparing different packings, a separate case should be used for each. When entering loads at the top and bottom of a packed bed, the bed height should be split between the two loads.

Total Packing Pressure Drop mbar N/A Print Comments Close

Avaliação no KG Tower da torre desbutanizadora

TRAY RESULTS

File Units Window Help

		Load 1	Load 2
Zone :			
Description :		Seção Topo	Seção Topo
Tray Number :		4	13
Jet Flood	%	43,91	35,34
Downcomer Flood	%	29,17	17,32
Downcomer Backup	mm liq	215,28	172,24
DC Exit Velocity	m/s	0,26	0,17
Dry Tray DP	mm liq	72,63	57,61
Total Tray DP	mm liq	136,33	111,43
Total Tray DP	mm Hg	5,60	5,03
Cf, Active Area	m/s	0,0550	0,0487
Weir Load	m3/h/m	60,06	37,46
Crest	mm liq	43,40	31,68
DC Backup	% (TS+W)	25,7	20,6
Max DC Loading	m3/hr/m2	168,61	105,16
Head Loss Under DC	mm liq	11,17	4,35
DC Residence Time	sec	17,9	28,7
Blow Rating	%	N/A	N/A
System Limit	%	34	31
Turndown	%	22	27
Unit Reference	%	116	109
Equation 13	%	53	43

Show High Performance Tray Results : TRITON® SUPERFRAC® ULTRA-FRAC®

Application Regimes Print Result Print Report Comments Close

TRAY RESULTS

File Units Window Help

		Load 1	Load 2
Zone :			
Description :		Seção Fundo	Seção Fundo
Tray Number :		14	23
Jet Flood	%	26,89	43,75
Downcomer Flood	%	45,28	68,26
Downcomer Backup	mm liq	179,17	207,75
DC Exit Velocity	m/s	0,24	0,36
Dry Tray DP	mm liq	31,59	43,50
Total Tray DP	mm liq	98,07	112,18
Total Tray DP	mm Hg	4,64	5,19
Cf, Active Area	m/s	0,0260	0,0455
Weir Load	m3/h/m	55,42	82,25
Crest	mm liq	41,14	53,53
DC Backup	% (TS+W)	21,4	24,8
Max DC Loading	m3/hr/m2	282,09	418,70
Head Loss Under DC	mm liq	9,52	20,96
DC Residence Time	sec	10,7	7,2
Blow Rating	%	N/A	N/A
System Limit	%	12	23
Turndown	%	60	35
Unit Reference	%	55	95
Equation 13	%	33	55

Show High Performance Tray Results : TRITON® SUPERFRAC® ULTRA-FRAC®

Application Regimes Print Result Print Report Comments Close

Avaliação no HTRI dos condensadores de topo da desbutanizadora para 2/3 da vazão

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 1/7/2012 17:21 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Rating - Horizontal With Double-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			049E		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		89,0000		879,000
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	1,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	57,00	37,00	30,00	38,73
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	11,750		4,500	4,173
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,097	0,300	0,653	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	737,67	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	438,96
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	5875,17	Required U	(kcal/m2-hr-C)	427,21
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	7,6604
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	1438,74
EMTD	(Deg C)	12,5	Overdesign	(%)	2,76

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Double-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	2	Central spacing	(mm)	373,380
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	14

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	205,004
Length	(mm)	6096,	Inlet Height	(mm)	
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet Height	(mm)	22,263
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	258,877
Tubecount	(--)	1000	Tube outlet	(mm)	258,877
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	59,53	Shellside	1,09	A	0,049
Tube	9,59	Tubeside	1,42	B	0,732
Fouling	28,83	Crossflow	0,97	C	0,099
Metal	2,04	Window	0,85	E	0,098
				F	0,021

Avaliação no HTRI dos condensadores de topo da desbutanizadora com a inclusão de mais dois cascos

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 2/7/2012 16:20 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Rating - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		049E			Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)	125,993			987,735
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	1,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	57,00	37,00	30,00	41,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	11,750		4,500	4,309
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,175	0,300	0,383	
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	814,35	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	453,78
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	4722,61	Required U	(kcal/m2-hr-C)	453,56
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	10,8479
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	2158,15
EMTD	(Deg C)	11,1	Overdesign	(%)	0,05

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	3	Central spacing	(mm)	373,380
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	14

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	205,004
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	22,263
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	258,877
Tube count	(--)	1000	Tube outlet	(mm)	258,877
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	55,83	Shellside	1,09	A	0,261
Tube	12,32	Tubeside	1,07	B	0,467
Fouling	29,74	Crossflow	1,79	C	0,079
Metal	2,10	Window	2,33	E	0,142
				F	0,052

Avaliação dos condensadores de alta pressão no HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 8/6/2012 11:30 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Simulation - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		045			Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		200,770		347,084
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,250 *	0,142	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	73,28	41,51	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	19,510		4,500	4,299
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,208	1,410	0,403	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	700,88	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	419,44
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	5072,52	Required U	(kcal/m2-hr-C)	415,46
Hot regime	(--)		Dirty	(MM kcal/hr)	5,1948
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	701,846
EMTD	(Deg C)	17,8	Overdesign	(%)	0,96

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AJS	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	25,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	425,450
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	12

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	254,509
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	254,509
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	304,801
Tube count	(--)	980	Tube outlet	(mm)	304,801
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	59,84	Shellside	1,46	A	0,197
Tube	10,62	Tubeside	1,15	B	0,539
Fouling	27,57	Crossflow	2,12	C	0,087
Metal	1,97	Window	2,34	E	0,117
				F	0,060

Verificação do vaso de alta pressão

5 - CÁLCULO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA DA FASE LEVE ENTRE OS NÍVEIS LLL e HIL

$h_{abaixo\ de\ LLL}$	$h_{LLL-HIL} + h_{interfaces} + h_{HIL}$ =		1380	mm	LLL abaixo da Linha de Centro			
$h_{acima\ de\ LLL}$	D - $h_{abaixo\ de\ LLL}$ =		1670	mm				
h considerado =	1380							
h considerado/D	0,4525	→	a/A_t =	0,4396	→	a =	3,2115	m^2
$a_{abaixo\ de\ LLL}$	3,2115	m^2						
$a_{entre\ LLL\ e\ HIL}$	$a_{abaixo\ de\ LLL} - a_{líquido}$ =		2,6829	m^2				
$V_{entre\ LLL\ e\ HIL}$	$a_{entre\ LLL\ e\ HIL}$ * L =		36,7956	m^3				
		Tempo de Residência da Fase Leve entre LLL e HIL =					4,5	min.

6 - CÁLCULO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA DA FASE LEVE ENTRE OS NÍVEIS HLL e LLL

$a_{entre\ HLL\ e\ LLL}$	$A_t - a_v - a_{LLL} - a_{interfaces} - a_{entre\ LLL\ e\ HIL}$ =	3,4064	m^2		
$V_{entre\ HLL\ e\ LLL}$	$a_{entre\ HLL\ e\ LLL}$ * L =	46,7182	m^3		

Tempo de Residência da Fase Leve entre HLL e LLL		
Para Vazão de Refluxo	0,0	min.
Para Vazão de Produto de Topo	6	min.
Para Vazão Total	5,7	min.

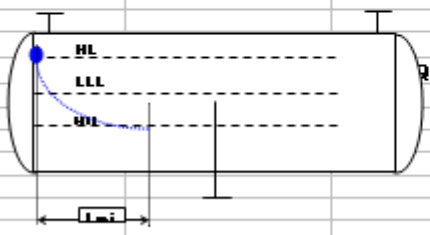
6.1 - Verificação da separação do líquido Pesado do líquido Leve

		$3*10^5*d_{gota}^2*\Delta S/10^3/\mu_{líq.leve}$		
Velocidade Separação da Fase Pesada = $V_{sepend.}$ =		$3*10^5*d_{gota}^2*\Delta S/10^3/\mu_{líq.leve}$	25,626	in/min
	(Velocidade Limitada em 10 in/min)		10,000	in/min

Tempo de Separação da Fase Pesada:

$t_{separação\ entre\ os\ níveis\ LLL\ e\ HIL}$ =	$0,0394*h_{LLL-HIL}/V_{sep.}$	3,93	min	Há Separação
$t_{separação\ entre\ os\ níveis\ HLL\ e\ LLL}$ =	$0,0394*h_{Fleve}/V_{sepend.}$	4,78	min	Há Separação
$t_{sepend.}$ = Tempo de Separação Total do Líquido Pesado do Líquido Leve =		8,71	min	

Determinação do Comprimento Mínimo Requerido para a Separação



$a_{líq.leve}$	$a_{entre\ HLL\ e\ LLL} + a_{entre\ HIL}$	6,0892	m^2
Q_{II}/bocal =	8,26	m^3/min	
$t_{sepend.}$	8,71	min	
Lmin. =	$Q_{II} * t_{sepend.} / a_{líq.leve}$ =	11,806	m
	Com diâmetro de gota igual a:	0,0050	in
		0,127	mm
		127	μ

Avaliação da torre retificadora

```
CENPES program for Tunnel Cap trays
Torre Retificadora T-02204
Three-Pass Tray (No Vapor Tunnel in off-center Downcomer)
_____________________________________________

                Limites no  downcomer
   Correlacao    v(ft/s)  t res.(s)  GPM/ft2
   Glitsch (1a)  0.557     4.04     250.0
   Glitsch (1b)  0.556     4.05     249.6
   Glitsch (1c)  0.529     4.26     237.3
   FRI           0.389     5.78     174.7
   Nutter ,pg 2  0.954     2.36     428.1
   Usuario/ L-L  0.650     3.46     291.7
Vazoes totais : Vapor =   30.6956ft3/s ; Liquido =  3968.1893   CAF =   7.40328
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   1 0.2892643 0.3330000  0.6838484D-01 -0.1420204D+01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   1 0.2892643 0.3340000  0.1117880D+00 -0.1461221D+01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   1 0.2902643 0.3330000  0.1236903D+00 -0.1420204D+01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   2 0.3152008 0.2983755 -0.6828499D-01  0.4302678D-01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   2 0.3152008 0.2993755 -0.2233103D-01 -0.4010110D-03
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   2 0.3162008 0.2983755 -0.1478131D-01  0.4302678D-01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   3 0.3156261 0.2993662  0.8496485D-05 -0.3164698D-06
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   3 0.3156261 0.3003662  0.4588992D-01 -0.4335955D-01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   3 0.3166261 0.2993662  0.5348380D-01 -0.3164698D-06
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   4 0.3156260 0.2993662 -0.5359544D-08  0.2525407D-09

Convergiu em  4 Iteracoes ; (X,Y) = 0.31562597 0.29936621

Convergiu calculo das vazoes de liquido em  4 Iteracoes
GPM(1) e GPM(3) =   1252.46361950    GPM(2) =  1463.26207634

VLD(I) = 2.216292695 2.970697286 2.216292695
```

```
Perda de carga (pol) = 2.6460537 2.6460537 2.6460537
Gradientes Hidraulicos (pol) = 1.52112206 1.41662473 1.31554394

ZF = Altura da espuma  Arraste lb liquido / lb vapor
Painel    Downcomer backup   ZF (pol)) Arraste
 1        11.72481        7.5025  0.1260085D-02
 2        11.06734       11.1559  0.4003728D-02
 3         9.97817        7.8291  0.1310228D-02

Vazao de Vapor para arraste excessivo por Lockhart & Leggett
Painel        ft3 / s
 1        0.9070936D+01
 2        0.1207948D+02
 3        0.9070936D+01
```

Avaliação do refervedor intermediário da torre retificadora no HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 30/5/2012 17:37 SN: 1500213799 MKH Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AHU Shell With No Baffles

See Data Check Messages Report for Warning Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name			E47R		VAP
Flow rate	(1000-kg/hr)		200,000		13,0000
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,204	1,000	0,088
Inlet/Outlet T	(Deg C)	88,85	118,83	143,54	143,54
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	19,721	19,701	4,000	3,837
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,038	0,000	0,327	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000200		0,000100

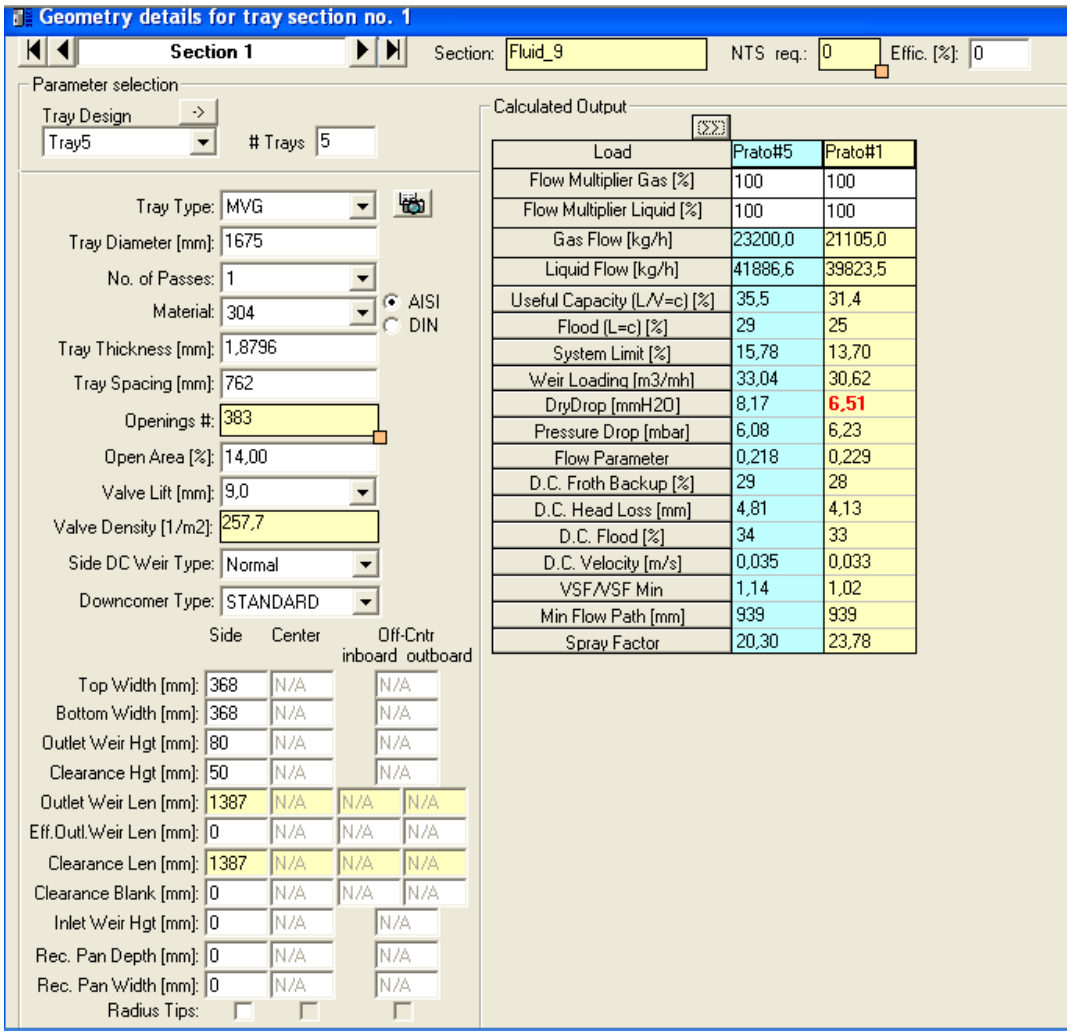
Exchanger Performance					
Shell h	kcal/m2-hr-C)	1421,55	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	879,98
Tube h	kcal/m2-hr-C)	23451,7	Required U	(kcal/m2-hr-C)	894,31
Hot regime	(--)	Shear	Duty	(MM kcal/hr)	6,0476
Cold regime	(--)	Flow	Area	(m2)	178,779
EMTD	(Deg C)	37,8	Overdesign	(%)	-1,60

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AHU	Baffle type	(--)	None
Shell ID	(mm)	700,000	Baffle cut	(Pct Dia.)	
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	1568,95
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	0

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	254,509
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	304,801
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	7,100
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	7,100
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	304,801
Tube count	(--)	476	Tube outlet	(mm)	102,261
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	61,90	Shellside	0,54	A	
Tube	4,82	Tubeside	26,76	B	0,955
Fouling	28,92	Crossflow	0,00	C	0,045
Metal	4,36	Window	0,54	E	
				F	

Avaliação da torre absorvedora secundária pelo Sulcol 2.0.8



Geometry details for tray section no. 1

Section 1 | Section: Fluid_9 | NTS req.: 0 | Effic. [%]: 0

Parameter selection

Tray Design: Tray5 | # Trays: 5

Tray Type:	MVG			
Tray Diameter [mm]:	1675			
No. of Passes:	1			
Material:	304	AISI / DIN		
Tray Thickness [mm]:	1,8796			
Tray Spacing [mm]:	762			
Openings #:	383			
Open Area [%]:	14,00			
Valve Lift [mm]:	9,0			
Valve Density [1/m2]:	257,7			
Side DC Weir Type:	Normal			
Downcomer Type:	STANDARD			
	Side	Center	Off-Cntr inboard	Off-Cntr outboard
Top Width [mm]:	368	N/A		N/A
Bottom Width [mm]:	368	N/A		N/A
Outlet Weir Hgt [mm]:	80	N/A		N/A
Clearance Hgt [mm]:	50	N/A		N/A
Outlet Weir Len [mm]:	1387	N/A	N/A	N/A
Eff.Outl.Weir Len [mm]:	0	N/A	N/A	N/A
Clearance Len [mm]:	1387	N/A	N/A	N/A
Clearance Blank [mm]:	0	N/A	N/A	N/A
Inlet Weir Hgt [mm]:	0	N/A		N/A
Rec. Pan Depth [mm]:	0	N/A		N/A
Rec. Pan Width [mm]:	0	N/A		N/A
Radius Tips:				

Calculated Output

Load	Prato#5	Prato#1
Flow Multiplier Gas [%]	100	100
Flow Multiplier Liquid [%]	100	100
Gas Flow [kg/h]	23200,0	21105,0
Liquid Flow [kg/h]	41886,6	39823,5
Useful Capacity (L/V=c) [%]	35,5	31,4
Flood (L=c) [%]	29	25
System Limit [%]	15,78	13,70
Weir Loading [m3/mh]	33,04	30,62
DryDrop [mmH2O]	8,17	6,51
Pressure Drop [mbar]	6,08	6,23
Flow Parameter	0,218	0,229
D.C. Froth Backup [%]	29	28
D.C. Head Loss [mm]	4,81	4,13
D.C. Flood [%]	34	33
D.C. Velocity [m/s]	0,035	0,033
VSF/VSF Min	1,14	1,02
Min Flow Path [mm]	939	939
Spray Factor	20,30	23,78

Avaliação da bomba de carga da torre retificadora

3	ACIONADOR: (x) MOTOR ELÉTRICO ( ) TURBINA				55	SERVIÇO: CARGA NA T-2204		
4	( )				56			
5	NORMA: (x) API-610 (8ª EDIÇÃO)				57	FABRICANTE: INGERSOLL DRESSER PUMPS		
6	PROJETO: (x) API-610 A (8ª EDIÇÃO)				58	MODÊLO /TIPO: 8 HN 194 "A"		
7	APLICAVEL:				59	NUMERO DE SÉRIE: 35485.02.01/02		
8	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				60	CONSTRUÇÃO		
9	VAZÃO, m3/h: normal: 355 máx: 415 mínima				61	BOCAIS	SUCÇÃO	DESCARGA
10	PRESSÃO, kgf/cm2m: SUCÇÃO MAX./NORM. 16				62	DIMENSÃO	10"	8"
11	DESCARGA NOMINAL: 22				63	CLASSE	300#-	300#-
12	PRESS. DIF. Kgf/cm2: 6,0 AMT,m: 88,2 NPSH DISP.m:3,3				64	FACEAMENTO	RF	RF
13	FLUIDO BOMBEADO				65	ORIENTAÇÃO	END	TOP
14	FLUIDO: hidrocarboneto DENSIDADE: 0,680				66	(X) CONEXÕES AUXILIARES		
15	(x) TÓXICO (x) INFLAMAVEL (x) AGRESSIVO				67	( ) SOLDA SOQUETE (X) FLANGEADAS		
16	TEMPERATURA ºC: NORMAL: 38 MAX.: 45 MIN.:				68	( )SOLDA TOPO ( ) ROSQUEADAS		
17	PRESSÃO DE VAPOR, 20 kgf/cm2 abs @ TEMP. NORMAL				69	(X) CARCAÇA		
18	VISCOSIDADE MAX., cp 0,23 @ TEMP. NORMAL				70	(X) LINHA DE CENTRO ( ) VERTICAL		
19	CALOR ESPECIF., kcal/kgºC:				71	( ) PÉ ( ) IN-LINE		
20	CORROSÃO / EROSÃO: H2S				72	( ) SUMP ( )		
21	DIÂM. MAX. SÓLIDOS, µm: CONCENTRAÇÃO, ppm:				73	BIPARTIÇÃO ( ) AXIAL (X) RADIAL		
22	CLORETOS, ppm: H2S, ppm:				74	( ) SIMPLES VOLUTA (X) DUPLA VOLUTA		
23	SERVIÇO(X) CONT. ( ) INTERMIT. ( ) x PART./DIA				75	( ) BARRIL ( ) DIFUSOR		
24					76	( ) MULTIPLAS VOLUTAS ( ) DUPLA CARCAÇA VERT.		
25	PERFORMANCE				77	IMPELIDOR		
26	CURVA Nº 2148-7 rpm: 1770 Nss:				80	(X) EM BALANÇO ( ) ENTRE MANCAIS		
27	Nº IMPELIDORES: NOMINAL: 1 MAX. 1				81	Nº PÁS DO IMPELIDOR:		
28	DIÂM. DO IMPELIDOR, mm: MAX. 469,9 MIN. 342,9				82	Nº DE PÁS DIFUSORAS:		
29	POTÊNCIA NOMINAL, Kw: 91,4 EFICIÊNCIA, %:				83	ANGULO DA PÁ: ESPESSURA, mm		
30	VAZÃO MIN. CONT. m3/h ESTAVEL: 200 TÉRMICA: 100				84	LARGRA DO TIP, mm		
31	AMT MAX. IMP. SELEC., m: 95				85	( ) ABERTO (X) FECHADO ( ) SEMI-ABERTO		
32	POTÊNCIA MAX. IMP. SELEC. Kw: 111				86	( ) EIXO		
33	NPSH REQUERIDO, VAZÃO NOMINAL, m: 2,3				87	DIÂMETRO NA LUVA, mm		
34	VAZÃO MINIMA CONT. ESTÁVEL, m: 2,1				88	DIÂMETRO NO ACOPLAMENTO, mm		
35	NIVEL DE RUÍDO ESPERADO, Db(A) 85 @ 1.0 m				89	DIÂMETRO ENTRE MANCAIS, mm		
36	FATOR CORREÇÃO VISCOSIDADE: CQ 1,0 CH 1,0 CE 1,0				90	DISTÂNCIA ENTRE L CENTRO MANCAIS, mm		
37	MANCAIS DE LUBRIFICAÇÃO				91	DISTÂNCIA ENTRE MANCAIS E IMPELIDOR, mm		
38	( )ROLAMENTO.( )HIDRODINÂMICO ( ) VER F.D.MANCAIS				92	DEFLEXÃO TOTAL NA REGIÃO FACES SELO, µm:		
39	MANCAL ROL	TIPO	CARGA NOM	CARGA MAX	93	DEFLEXÃO TOTAL NO IMPELIDOR, µm:		
40	RADIAL	3215			94	DEFLEXÃO TOTAL NA PONTA DO EIXO, µm:		
41	AXIAL	7313 BG			95	PESOS		
42	LUBRIFICAÇÃO: ( ) VER F.D. DO SIST. DE LUBRIF.				96	BOMBA, kg: 450		
43	( ) GRAXA ( ) BANHO DE ÓLEO (x)NIVEL CONST.				97	BASE, kg: 951		
44	( ) ANEL ( ) NEVOA DE ÓLEO (PURA)				98	MOTOR, kg: 900		
45	( ) NEVOA DE ÓLEO (PURGA)				99	TURBINA, kg		
46	( ) VISCOSIDADE DO ÓLEO GR ISO				100			
47	MOTOR		TURBINA		REDUTOR			
48	ITEM Nº MB-22014 A/B		ITEM Nº		ITEM Nº			
49	FABRIC. WEG MOTORES		FABRIC.		FABRIC.			
50	POTÊNCIA, kW 150 HP		POTÊNCIA, kW		POTÊNCIA, kW			
51	rpm: 1750		rpm:		rpm:			
52	CONJ MONTADO POR: FORN. BOMBA		CONJ MONTADO POR: FORN. TURBINA		CONJ MONTADO POR: FORN. RED.			

Avaliação do permutador P-17

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 8/6/2012 15:55 SN: 1500213799 MKH Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		050		047	
Flow rate	(1000-kg/hr)	242,042		297,475	
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,056	0,116
Inlet/Outlet T	(Deg C)	178,00	158,47	133,39	143,88
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	12,050	11,661	19,809	19,125
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,776	0,000	1,369	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal		0,000400		0,000400

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1808,94	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	519,59
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	3157,77	Required U	(kcal/m2-hr-C)	516,39
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	2,9039
Cold regime	(--)	Conv	Area	(m2)	200,054
EMTD	(Deg C)	28,1	Overdesign	(%)	0,62

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	762,000	Baffle cut	(Pct Dia.)	25,00
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	299,720
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	17

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	154,051
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	154,051
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	88,579
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	70,171
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	254,509
Tube count	(--)	556	Tube outlet	(mm)	254,509
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	28,72	Shellside	1,20	A	0,211
Tube	21,13	Tubeside	6,49	B	0,557
Fouling	47,51	Crossflow	1,66	C	0,114
Metal	2,64	Window	1,60	E	0,118
				F	0,000

Avaliação dos permutadores P-20

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 11/6/2012 13:59 SN: 1500213799 MKH Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			051		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		242,042		602,997
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	153,00	87,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	12,050	11,304	0,000	0,000
dP/Allow.	(kgf/cm2)	1,491	0,700	5,051	0,700
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	2314,36	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	818,38
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	15532,3	Required U	(kcal/m2-hr-C)	765,92
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	9,0276
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	151,771
EMTD	(Deg C)	77,7	Overdesign	(%)	6,85

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	685,800	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	228,600
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	23

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	154,051
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	154,051
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	91,372
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	67,378
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	102,261
Tubecount	(--)	420	Tube outlet	(mm)	154,051
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	35,36	Shellside	1,47	A	0,250
Tube	6,77	Tubeside	4,65	B	0,479
Fouling	53,79	Crossflow	2,23	C	0,120
Metal	4,08	Window	2,28	E	0,151
				F	0,000

Avaliação dos permutadores P-21A/B no HTRI

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 9/6/2012 12:29 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Simulation - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			051		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		242,042		388,077
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	87,00	40,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	12,050		4,500	3,784
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,849	0,700	1,432	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

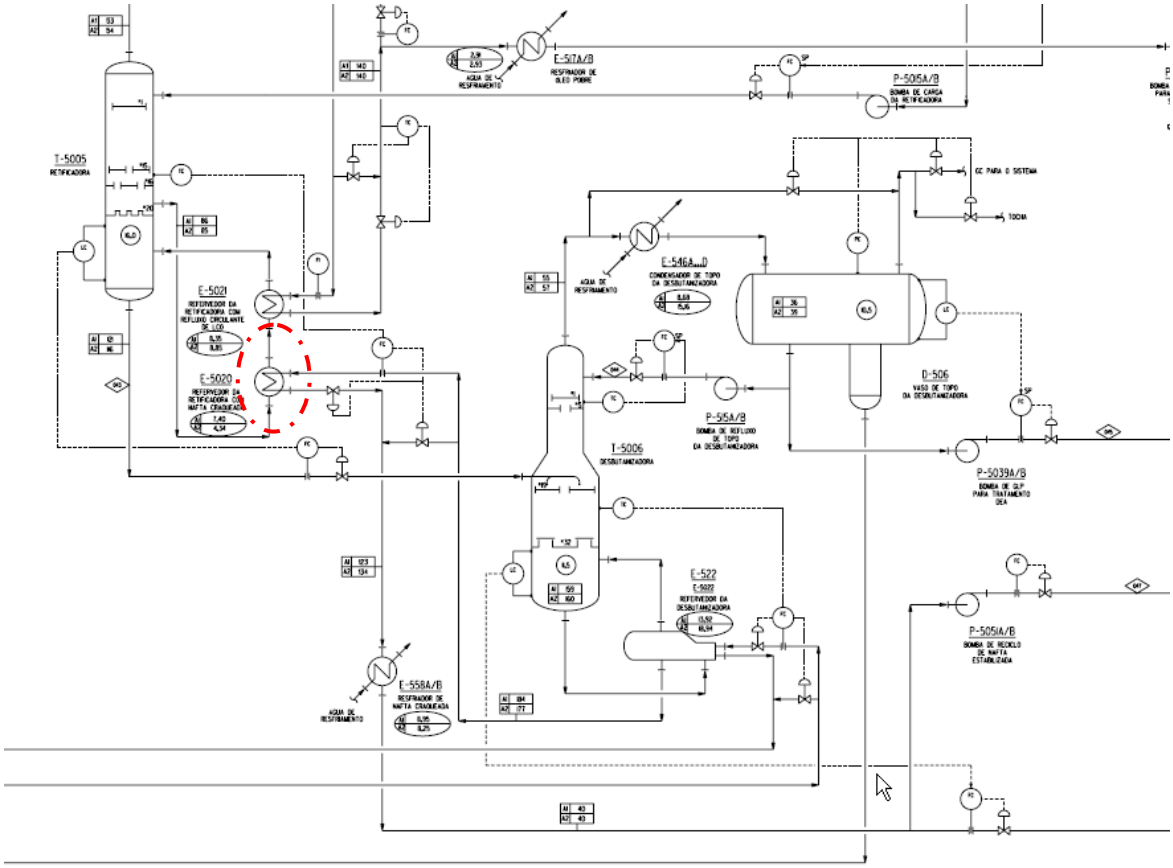
Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1707,31	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	696,69
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	8841,33	Required U	(kcal/m2-hr-C)	703,29
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	5,8104
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	389,839
EMTD	(Deg C)	21,2	Overdesign	(%)	-0,94

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	762,000	Baffle cut	(Pct Dia.)	30,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	497,840
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	11

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	154,051
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	154,051
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	93,573
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	65,177
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	254,509
Tube count	(--)	540	Tube outlet	(mm)	254,509
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	40,81	Shellside	0,82	A	0,048
Tube	10,12	Tubeside	2,33	B	0,734
Fouling	45,79	Crossflow	0,87	C	0,130
Metal	3,28	Window	1,12	E	0,088
				F	0,000

Esquema de uma unidade de FCC onde a nafta craqueada do fundo da torre desbutanizadora fornece calor para um dos refervedores da torre retificadora



Projeto do novo refervedor da torre retificadora no HTRI

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petobras
Petobras

Xist Ver. 6.00 13/7/2012 14:15 SN: 1500213799 MKH Units

Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AHS Shell With No Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name			LIO9		050R
Flow rate	(1000-kg/hr)		391,762		243,950
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,116	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	103,92	118,00	178,00	136,78
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	19,787	19,726	12,050	11,986
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,124	0,000	0,128	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000400

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1715,63	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	392,13
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	1281,45	Required U	(kcal/m2-hr-C)	357,42
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	6,0612
Cold regime	(--)	Flow	Area	(m2)	379,987
EMTD	(Deg C)	44,6	Overdesign	(%)	9,71

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AHS	Baffle type	(--)	None
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	1496,07
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	0

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell Inlet	(mm)	205,004
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	258,877
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	52,149
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	55,801
Layout	(deg)	90	Tube Inlet	(mm)	258,877
Tube count	(--)	1061	Tube outlet	(mm)	258,877
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	22,86	Shellside	0,29	A	
Tube	39,30	Tubeside	1,18	B	0,810
Fouling	35,85	Crossflow	0,00	C	0,190
Metal	1,99	Window	0,31	E	
				F	

Avaliação no HTRI do atual refervedor da torre retificadora para atuar em série como o novo refervedor

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 SP3 14/7/2012 10:17 SN: 1500213799 MKH Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With No Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name			LI10		022R
Flow rate	(1000-kg/hr)		391,762		857,007
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,116	0,236	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	118,00	133,60	165,68	152,38
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	19,787	19,740	2,079	1,585
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,095	0,000	0,986	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000400

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1647,85	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	504,33
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	3122,09	Required U	(kcal/m2-hr-C)	501,51
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	6,3895
Cold regime	(--)	Flow	Area	(m2)	397,159
EMTD	(Deg C)	32,1	Overdesign	(%)	0,56

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	None
Shell ID	(mm)	1066,80	Baffle cut	(Pct Dia.)	
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	5978,59
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	1

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell Inlet	(mm)	336,551
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	387,351
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	109,610
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	125,340
Layout	(deg)	90	Tube Inlet	(mm)	387,351
Tube count	(--)	1110	Tube outlet	(mm)	387,351
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	30,61	Shellside	1,20	A	
Tube	20,74	Tubeside	3,39	B	0,897
Fouling	46,11	Crossflow	0,00	C	0,103
Metal	2,54	Window	1,19	E	
				F	

APÊNDICE K: PROPOSTA ONDE APENAS A CORRENTE DE RECICLO DE NAFTA CRAQUEADA FAZ O RECONTATO COM A CORRENTE DE TOPO DA TORRE

Seções de Fracionamento e Recuperação de Gases		
Equipamento	**Unidade**	**Simulação_6**
Fracionadora principal - Maiores vazões de vapor @ T e P		
Refluxo Circulante de Topo	m^3/h	112060
Fracionamento Nafta x LCO	m^3/h	123373
Refluxo Circulante de HCO	m^3/h	114658
Fracionamento HCO x OD	m^3/h	119693
Refluxo Circulante de Borra	m^3/h	149130
Compressor de Gases		
Vazão de sucção do 1º estágio	m^3/h	52419,1
Vazão de sucção do 1º estágio	kg/h	112083
Vazão de sucção do 2º estágio	m^3/h	14481,5
Vazão de sucção do 2º estágio	kg/h	95848
Peso molecular da corrente de sucção do 1º estágio	kg/kmol	39,7
Peso molecular da corrente de sucção do 2º estágio	kg/kmol	37,8
C3 na sucção do 1º estágio	% peso	23,7
C4 na sucção do 1º estágio	% peso	26,3
C4- na sucção do 1º estágio	% peso	66,9
C3 na sucção do 2º estágio	% peso	27,0
C4 na sucção do 2º estágio	% peso	28,7
C4- na sucção do 2º estágio	% peso	75,4
Condensadores - Carga Térmica		
Condensador de Topo da Fracionadora	Gcal/h	27,6
Condensador Interestágio	Gcal/h	5,5
Condensadores de Alta Pressão	Gcal/h	10,4
Vaso de alta		
Vazão de vapor - Carga da Abs. Primária	m^3/h	2566,1
Vazão de líquido - Carga da Retificadora	m^3/h @ 20ºC	386,5
Retificadora		
Perda de C2 no fundo	% peso	3,1
Vazão de vapor no topo	m^3/h	923,7
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	2450,6
Carga Térmica no Refervedor Intermediário	Gcal/h	4,7
Carga Térmica no Refervedor	Gcal/h	8,2
Absorvedora Primária		
Vazão de nafta instabilizada	m^3/h @ 20ºC	129,5
Reciclo de nafta desbutanizada	m^3/h @ 20ºC	60,7
Vazão líquida de carga	m^3/h @ 20ºC	190,1
Perda de C3+ no topo	% peso	20,4
Perda de C3+ no topo	% mol	8,5
Carga - líquido	kmol/h	919,3
Produto de topo - vapor	kmol/h	1235,7
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,7
Vazão de produto no fundo	m^3/h @ 20ºC	245,5

Vazão de saída do líquido no fundo	kmol/h	2066,9
Vazão de entrada do vapor no fundo	kmol/h	1926,7
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	1,1
Maior vazão de vapor no leito superior	m^3/h	2334,0
Maior vazão de vapor no leito inferior	m^3/h	2613,0
Recuperação de C3+	% mol	80,5
Recuperação global de C3+	% mol	90,4
Absorvedora Secundária		
Perda de C3+ no topo	% peso	11,4
Perda de C3+ no topo	% mol	5,08
Carga líquida - óleo pobre	kmol/h	205,9
Produto de topo - Gás combustível	kmol/h	1161,0
Razão L/V no topo	kmol/kmol	0,18
Produto de fundo - óleo rico	kmol/h	280,5
Produto de fundo - vapor	kmol/h	1235,7
Razão L/V no fundo	kmol/kmol	0,23
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	1801,2
Recuperação de C3+	% mol	43,7
Recuperação global de C3+	% mol	9,6
Desbutanizadora		
Carga Térmica nos Condensadores de Topo da Desbutanizadora	Gcal/h	9,9
Carga Térmica dos Refervedores	Gcal/h	9,1
Maior vazão de vapor nos pratos	m^3/h	4668,0
PVR nafta	kgf/cm^2	0,7
Intemperismo GLP	ºC	0,2
PFE nafta	ºC	219
Propeno no GLP	ton/h	20,9
Propeno produto	ton/h	19,6

APÊNDICE L: AVALIAÇÃO DOS PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS PARA O CASO QUE PROPÕE O SISTEMA DE RECONTATO

Permutador projetado para o recontato

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 13/6/2012 13:12 SN: 1500213799 MKH Units

Design - Horizontal Multipass Flow TEMA AHS Shell With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
See Runtime Message Report for Informative Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		0438			Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)	182,159			108,000
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,157	0,148	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	46,05	38,00	30,00	38,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	18,000	17,856	0,000	0,000
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,288	0,300	0,102	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	855,26	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	410,20
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	2698,11	Required U	(kcal/m2-hr-C)	400,32
Hot regime	(--)	Transition	Duty	(MM kcal/hr)	0,8624
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	284,445
EMTD	(Deg C)	7,6	Overdesign	(%)	2,47

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AHS	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	889,002	Baffle cut	(Pct Dia.)	25,80
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	302,892
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	10

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	258,877
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	258,877
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	74,246
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	33,706
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	128,194
Tube count	(--)	792	Tube outlet	(mm)	128,194
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	47,96	Shellside	2,57	A	0,232
Tube	21,43	Tubeside	0,52	B	0,567
Fouling	27,99	Crossflow	3,73	C	0,092
Metal	2,61	Window	3,27	E	0,110
				F	0,000

Vaso projetado para o recontato

PROJETO DE UM VASO SEPARADOR LÍQUIDO / VAPOR

DADOS DE ENTRADA

Vazão de Líquido	155214,6	kg/h	Q_L =	3,55	m^3/min	0,059	m^3/s	77607,28
Vazão de Vapor	26921,69	kg/h	Q_V =	28,99	m^3/min	0,483	m^3/s	13460,847
Massa Esp. Líquido	729	kg/m3						
Massa Esp. Vapor	15,48	kg/m3						
V_V/V_L	1,7							

1 - FIXAR TR REQUERIDO E L/D RECOMENDADO — **2 - CALCULO DE V_L E V_V**

L/D	3		V_L =	0,326	m/s	
TR	8	min	V_V =	0,554	m/s	

3 - ARBITRAR UM VALOR PARA O DIÂMETRO E CALCULAR L E A_L

Diâmetro Arbitrado =	2.520	mm	L =	7560	mm		
	2,52	m		7,56	m		
D/2 =	1260	mm	A_L =	4,99	m^2	4,988E+06	mm^2

4 - CALCULAR A ÁREA MÍNIMA REQUERIDA PELO VAPOR (a_V min.)

a_V min. = (Q_V/V_V) = 0,8720 m^2

5 - DETERMINAR A ALTURA MÍNIMA DO ESPAÇO VAPOR (h_V min.)

Comparar esses valores

a_V min./A_L (desejado	0,1748	a_V min./A_L (calculado) =	0,1748
$h_V$min./D =	0,230976	$h_V$min. =	582

"" Usar "Atingir meta": Variar C28 até que F27 seja igual ao valor de C27. ""

6 - CALCULAR A ÁREA DO VAPOR (A_V)

A altura h_V deve ser igual a 20% de D não menor que 300 mm e não maior que 50% de D

			h_V =	582	mm	0,582	m	
h_V/D =	0,230975592	→	a_V/At =	0,1748	→	a_V =	0,8718	m^2

Arbitrar outro diâmetro

7 - CÁLCULO DO TEMPO DE SEPARAÇÃO DO LÍQUIDO (t) E DO TEMPO DE RESIDÊNCIA DO VAPOR (TR_V)

t =	h_V/V_V =	1,1	s	TR_V =	a_V*L/Q_V =	13,6	s

DIMENSÕES OK !!

8 - CÁLCULO DA ÁREA ABAIXO DO LLL (a_{LLL})

	h_{LLL} =	300	mm	(Mantendo o valor mínimo)			
h_{LLL}/D =	0,1190	→	a_{LLL}/A_L =	0,0672	→	a_{LLL} =	0,3351 m^2

9 - CÁLCULO DA ÁREA ENTRE HLL E LLL (a_L)

a_L = $_L$ - a_V - a_{LLL} = 3,7807 m^2

10 - CÁLCULO DO VOLUME DE LÍQUIDO — **11 - CÁLCULO DO TR ENTRE HLL E LLL**

V_L =	a_L*L =	28,582	m^3	TR_V =	V_L/Q_L =	8,05	min.

O DIÂMETRO PODE SER DIMINUIDO

DIMENSÕES FINAIS	Topo até HLL =	582	D =	2.520	mm
	HLL até LLL =	1.638	L =	7560	mm
	LLL até Fundo =	300			

Verificação do vaso de alta pressão

5 - CÁLCULO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA DA FASE LEVE ENTRE OS NÍVEIS LLL e HIL

$h_{abaixo\ da\ LLL}$	$h_{LLL-HIL} + h_{interface} + h_{HIL}$ =		1380	mm	LLL abaixo da Linha de Centro		
$h_{acima\ da\ LLL}$	$D - h_{abaixo\ da\ LLL}$ =		1670	mm			
h considerado =	1380						
h considerado/D =	0,4525	→	a/A_1 =	0,4396	→	a = 3,2115	m^2
$a_{abaixo\ da\ LLL}$	3,2115	m^2					
$a_{entre\ LLL\ e\ HIL}$	$a_{abaixo\ da\ LLL} - a_{fase\ pesada}$ =		2,6829	m^2			
$V_{entre\ LLL\ e\ HIL}$	$a_{entre\ LLL\ e\ HIL} * L$ =		36,7956	m^3			
		Tempo de Residência da Fase Leve entre LLL e HIL =				5,7	min.

6 - CÁLCULO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA DA FASE LEVE ENTRE OS NÍVEIS HLL e LLL

$a_{entre\ HLL\ e\ LLL}$	$A_1 - a_{HLL} - a_{LLL} - a_{interface} - a_{entre\ LLL\ e\ HIL}$ =		3,4064	m^2	
$V_{entre\ HLL\ e\ LLL}$	$a_{entre\ HLL\ e\ LLL} * L$ =	46,7182	m^3		

Tempo de Residência da Fase Leve entre HLL e LLL		
Para Vazão de Refluxo	0,0	min.
Para Vazão de Produto de Topo	7	min.
Para Vazão Total	7,2	min.

6.1 - Verificação da separação do líquido Pesado do líquido Leve

$$V_{sp} = 1,3*10^5*d_{gota}^2*\Delta S/10^3/\mu_{líquido}$$

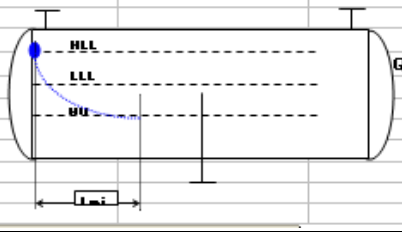
Velocidade Separação da Fase Pesada = V_{sp} = $1,3*10^5*d_{gota}^2*\Delta S/10^3/\mu_{líquido}$ = 28,235 in/min

(Velocidade Limitada em 10 in/min) 10,000 in/min

Tempo de Separação da Fase Pesada:

$t_{separação\ entre\ HLL\ e\ HIL}$ =	$0,0394*h_{LLL-HIL}/V_{sp}$	3,93	min	Há Separação
$t_{separação\ entre\ HLL\ e\ LLL}$ =	$0,0394*h_{HLL-LLL}/V_{sp}$	4,78	min	Há Separação
t_{sp} = Tempo de Separação Total do Líquido Pesado do Líquido Leve =		8,71	min	

Determinação do Comprimento Mínimo Requerido para a Separação



$a_{líq.\ leve}$	$a_{entre\ HLL\ e\ LLL} + a_{entre\ HIL\ e\ L}$	6,0892	m^2
$Q_{líq}$/bocal =	6,47	m^3/min	
t_{sp}	8,71	min	
Lmin. =	$Q_{líq} * t_{sp} / a_{líq.leve}$ =	9,257	m
	Com diâmetro de gota igual a:	0,0050	in
		0,127	mm
		127	μ

Avaliação do refervedor intermediário da torre retificadora no HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 1/7/2012 19:44 SN: 1500213799 MKH Units

Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AHU Shell With No Baffles

No Data Check Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name			E47R		VAP
Flow rate	(1000-kg/hr)		200,000		13,0000
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	1,000	0,088
Inlet/Outlet T	(Deg C)	88,85	117,87	143,54	143,54
Inlet P/Avg	(kg/cm2A)	19,721	19,651	4,000	3,853
dP/Allow.	(kg/cm2)	0,139	0,000	0,294	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

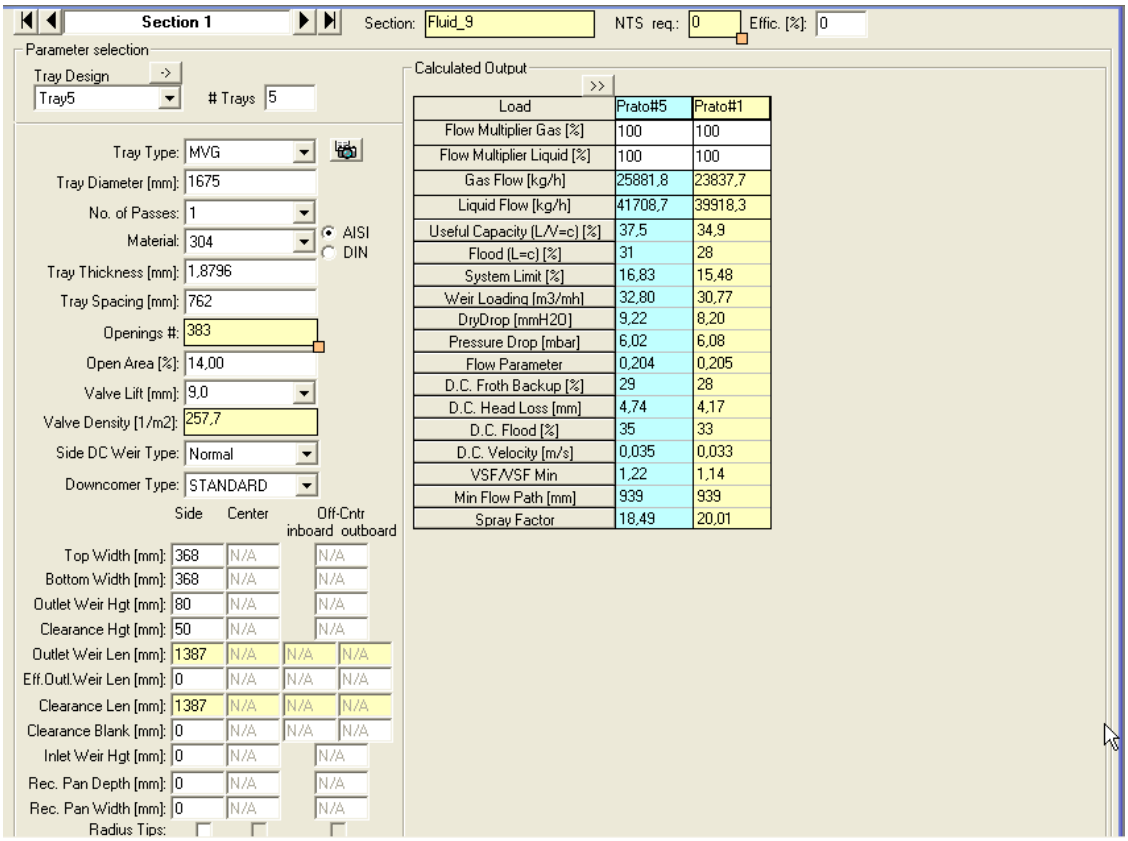
Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	3269,84	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	935,76
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	22923,7	Required U	(kcal/m2-hr-C)	884,27
Hot regime	(--)	Shear	Duty	(MM kcal/hr)	6,0476
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	178,779
EMTD	(Deg C)	38,3	Overdesign	(%)	5,82

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AHU	Baffle type	(--)	None
Shell ID	(mm)	700,000	Baffle cut	(Pct Dia.)	
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	1568,95
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	0

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	128,194
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	128,194
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	45,200
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	57,900
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	307,087
Tubecount	(--)	476	Tube outlet	(mm)	205,004
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	28,62	Shellside	0,12	A	
Tube	5,24	Tubeside	26,04	B	0,957
Fouling	61,51	Crossflow	0,00	C	0,043
Metal	4,63	Window	0,12	E	
				F	

Avaliação da torre absorvedora secundária pelo Sulcol 2.0.8



Avaliação no KG Tower da torre desbutanizadora

TRAY RESULTS

File Units Window Help

		Load 1	Load 2
Zone :			
Description :		Seção Topo	Seção Topo
Tray Number :		4	13
Jet Flood	%	40,42	32,84
Downcomer Flood	%	26,48	15,33
Downcomer Backup	mm liq	200,68	161,22
DC Exit Velocity	m/s	0,24	0,15
Dry Tray DP	mm liq	62,83	49,75
Total Tray DP	mm liq	125,43	102,65
Total Tray DP	mm Hg	5,10	4,60
Cf, Active Area	m/s	0,0511	0,0452
Weir Load	m3/h/m	54,19	33,04
Crest	mm liq	40,52	29,14
DC Backup	% (TS+W)	23,9	19,2
Max DC Loading	m3/hr/m2	152,13	92,75
Head Loss Under DC	mm liq	9,10	3,38
DC Residence Time	sec	19,8	32,5
Blow Rating	%	N/A	N/A
System Limit	%	32	29
Turndown	%	24	30
Unit Reference	%	108	100
Equation 13	%	48	40

Show High Performance Tray Results : TRITON® SUPERFRAC® ULTRA-FRAC®

Application Regimes Print Result Print Report Comments Close

TRAY RESULTS

File Units Window Help

		Load 1	Load 2
Zone :			
Description :		Seção Fundo	Seção Fundo
Tray Number :		14	23
Jet Flood	%	25,81	36,95
Downcomer Flood	%	43,63	52,55
Downcomer Backup	mm liq	177,74	180,86
DC Exit Velocity	m/s	0,23	0,28
Dry Tray DP	mm liq	31,58	35,46
Total Tray DP	mm liq	97,61	99,30
Total Tray DP	mm Hg	4,60	4,59
Cf, Active Area	m/s	0,0249	0,0410
Weir Load	m3/h/m	53,27	63,30
Crest	mm liq	40,07	44,95
DC Backup	% (TS+W)	21,2	21,6
Max DC Loading	m3/hr/m2	271,18	322,20
Head Loss Under DC	mm liq	8,79	12,41
DC Residence Time	sec	11,1	9,4
Blow Rating	%	N/A	N/A
System Limit	%	12	20
Turndown	%	63	39
Unit Reference	%	53	86
Equation 13	%	32	47

Show High Performance Tray Results : TRITON® SUPERFRAC® ULTRA-FRAC®

Application Regimes Print Result Print Report Comments Close

Avaliação no HTRI dos condensadores de topo da desbutanizadora com a inclusão de mais dois cascos

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 2/7/2012 16:15 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Simulation - Horizontal With Double-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		049E			Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)	116,645			830,233
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	1,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	57,00	38,00	30,00	42,00
Inlet P/Avg	(kg/f/cm2A)	11,750		0,000	0,000
dP/Allow.	(kg/f/cm2)	0,109		0,339	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	730,77	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	419,73
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	4139,25	Required U	(kcal/m2-hr-C)	384,82
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	9,9463
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	2158,12
EMTD	(Deg C)	12,0	Overdesign	(%)	9,07

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Double-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	3	Central spacing	(mm)	373,380
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	14

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	205,004
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	60,287
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	22,253
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	205,004
Tube count	(--)	1000	Tube outlet	(mm)	205,004
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	57,49	Shellside	1,00	A	0,050
Tube	13,01	Tubeside	0,90	B	0,731
Fouling	27,54	Crossflow	0,88	C	0,099
Metal	1,95	Window	0,77	E	0,100
				F	0,021

Avaliação no KG Tower da absorvedora primária

PACKED TOWER DESIGN

File Options Units Window Help

Project Name:	KG-TOWER Example Rating- Packing	Date:	13-Jun-12
Tower Name :	Absorvedora Primaria	By:	M. Eng.
Case Name :	simulação_5	Revision:	1

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4
Zone :	Top	Bottom	Top	Bottom
Description :	IMTP 50	IMTP 50	IMTP 50	Packing-B
Bed Number :	Bed #1	Bed #1	Bed #2	Bed #2
Packing Type :	IMTP®	IMTP®	IMTP®	IMTP®
Packing Size :	50	50	50	50
	Effic.	Effic.	Effic.	Effic.
Tower Diameter : mm	1676,00	1676,00	1676,00	1676,00
Number of Layers :	N/A	N/A	N/A	N/A
Packing height : mm	6500,00	6500,00	9325,00	9325,00
Capacity, Const. Liq. %	82,03	95,60	103,01	120,39
System Limit %	32,31	37,58	40,25	46,52
Fs m/s*(kg/m3)^0.5	1,12	1,27	1,35	1,48
Cv ft/s	0,139	0,158	0,168	0,187
Liquid Load m3/hr/m2	99,45	102,98	105,38	114,01
Pressure Drop mbar/m	1,754	2,743	N/A	N/A
		Warning	Warning	Warning

Note: The total packing pressure drop is the sum of the calculated pressure drop for each loading. When comparing different packings, a separate case should be used for each. When entering loads at the top and bottom of a packed bed, the bed height should be split between the two loads.

Total Packing Pressure Drop mbar N/A Print Comments Close

Avaliação do permutador P-17 no HTRI

HTRI

Output Summary — Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 13/6/2012 10:42 SN: 150021379 — MKH Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		050			047
Flow rate	(1000-kg/hr)		174,199		228,029
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,090
Inlet/Outlet T	(Deg C)	178,00	149,82	123,00	136,01
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	12,050	11,828	19,809	19,506
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,443	0,700	0,607	0,700
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000400

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1496,94	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	470,04
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	2597,80	Required U	(kcal/m2-hr-C)	468,96
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	2,9923
Cold regime	(--)	Conv	Area	(m2)	200,054
EMTD	(Deg C)	31,9	Overdesign	(%)	0,23

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	762,001	Baffle cut	(Pct Dia.)	25,00
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	299,720
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	17

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	154,051
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	154,051
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	59,328
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	48,623
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	254,509
Tube count	(--)	556	Tube outlet	(mm)	254,509
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	31,40	Shellside	0,86	A	0,211
Tube	23,24	Tubeside	3,60	B	0,560
Fouling	42,98	Crossflow	1,19	C	0,107
Metal	2,39	Window	1,19	E	0,122
				F	0,000

Avaliação do permutador P-20 no HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 1/7/2012 22:18 SN: 1500213799 MKH Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		051			Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		174,133		410,990
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	149,82	87,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	12,050	11,688	4,500	3,984
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,724	0,700	1,031	0,700
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1876,69	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	735,19
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	10673,9	Required U	(kcal/m2-hr-C)	482,51
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	6,1530
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	166,948
EMTD	(Deg C)	76,4	Overdesign	(%)	52,37

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	685,500	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	228,600
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	23

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	258,877
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	258,877
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	34,775
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	34,775
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	258,877
Tube count	(--)	462	Tube outlet	(mm)	258,877
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	39,17	Shellside	1,04	A	0,269
Tube	8,85	Tubeside	2,88	B	0,473
Fouling	48,32	Crossflow	1,51	C	0,104
Metal	3,66	Window	1,90	E	0,154
				F	0,000

Avaliação dos permutadores P-21A/B no HTRI

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 1/7/2012 22:59 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Simulation - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			051		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		174,199		279,193
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	87,00	40,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	12,050		4,500	4,082
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,298		0,837	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000000		0,000000

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1410,61	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	1059,75
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	6845,94	Required U	(kcal/m2-hr-C)	506,42
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	4,1802
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	389,812
EMTD	(Deg C)	21,2	Overdesign	(%)	109,27

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	762,000	Baffle cut	(Pct Dia.)	30,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	497,840
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	11

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	258,877
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	258,877
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	22,225
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	22,225
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	205,004
Tube count	(--)	540	Tube outlet	(mm)	205,004
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	75,12	Shellside	0,60	A	0,042
Tube	19,88	Tubeside	1,68	B	0,748
Fouling	0,00	Crossflow	0,62	C	0,118
Metal	4,99	Window	0,84	E	0,092
				F	0,000

APÊNDICE M: AVALIAÇÃO DOS PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS PARA O CASO QUE PROPÕE A INSTALAÇÃO DE UM *CHILLER*

Avaliação no KG Tower da absorvedora primária

PACKED TOWER DESIGN

File Options Units Window Help

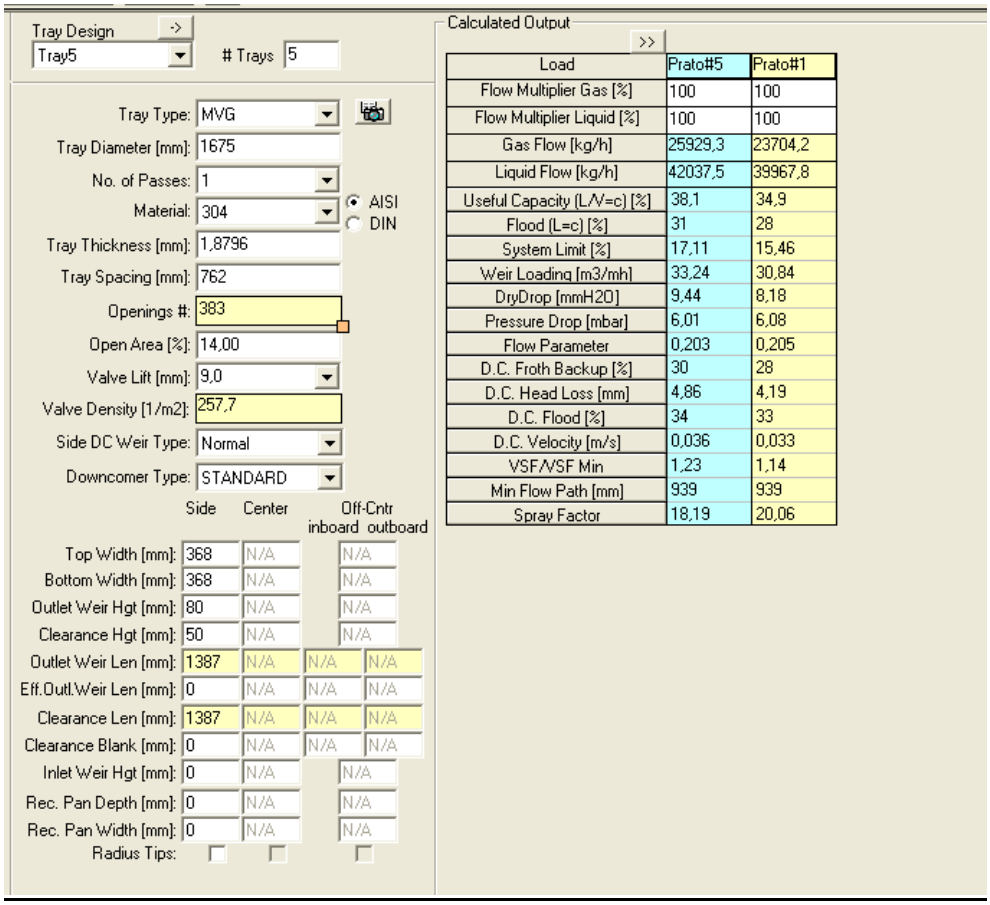
Project Name:	KG-TOWER Example Rating- Packing	Date:	24-Jun-12
Tower Name :	Absorvedora Primaria	By:	M. Eng.
Case Name :	simulação_3.1	Revision:	1

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4
Zone :	Top	Bottom	Top	Bottom
Description :	IMTP 50	IMTP 50	IMTP 50	Packing-B
Bed Number :	Bed #1	Bed #1	Bed #2	Bed #2
Packing Type :	IMTP®	IMTP®	IMTP®	IMTP®
Packing Size :	50	50	50	50
	Effic.	Effic.	Effic.	Effic.
Tower Diameter : mm	1676,00	1676,00	1676,00	1676,00
Number of Layers :	N/A	N/A	N/A	N/A
Packing height : mm	6500,00	6500,00	9325,00	9325,00
Capacity, Const. Liq. %	62,44	78,60	77,08	125,52
System Limit %	24,75	31,23	30,13	48,19
Fs m/s*(kg/m3)^0.5	0,88	1,10	1,06	1,52
Cv ft/s	0,108	0,135	0,130	0,192
Liquid Load m3/hr/m2	95,60	96,11	100,04	116,59
Pressure Drop mbar/m	0,882	1,565	1,502	N/A
				Warning

Note: The total packing pressure drop is the sum of the calculated pressure drop for each loading. When comparing different packings, a separate case should be used for each. When entering loads at the top and bottom of a packed bed, the bed height should be split between the two loads.

Total Packing Pressure Drop mbar N/A Print Comments Close

Avaliação no Sulcol da absorvedora secundária



Tray Design: Tray5 — # Trays: 5

Tray Type:	MVG
Tray Diameter [mm]:	1675
No. of Passes:	1
Material:	304 (AISI / DIN)
Tray Thickness [mm]:	1,8796
Tray Spacing [mm]:	762
Openings #:	383
Open Area [%]:	14,00
Valve Lift [mm]:	9,0
Valve Density [1/m2]:	257,7
Side DC Weir Type:	Normal
Downcomer Type:	STANDARD

	Side	Center	Off-Cntr inboard	Off-Cntr outboard
Top Width [mm]:	368	N/A		N/A
Bottom Width [mm]:	368	N/A		N/A
Outlet Weir Hgt [mm]:	80	N/A		N/A
Clearance Hgt [mm]:	50	N/A		N/A
Outlet Weir Len [mm]:	1387	N/A	N/A	N/A
Eff.Outl.Weir Len [mm]:	0	N/A	N/A	N/A
Clearance Len [mm]:	1387	N/A	N/A	N/A
Clearance Blank [mm]:	0	N/A	N/A	N/A
Inlet Weir Hgt [mm]:	0	N/A		N/A
Rec. Pan Depth [mm]:	0	N/A		N/A
Rec. Pan Width [mm]:	0	N/A		N/A
Radius Tips:				

Calculated Output

Load	Prato#5	Prato#1
Flow Multiplier Gas [%]	100	100
Flow Multiplier Liquid [%]	100	100
Gas Flow [kg/h]	25929,3	23704,2
Liquid Flow [kg/h]	42037,5	39967,8
Useful Capacity (L/V=c) [%]	38,1	34,9
Flood (L=c) [%]	31	28
System Limit [%]	17,11	15,46
Weir Loading [m3/mh]	33,24	30,84
DryDrop [mmH2O]	9,44	8,18
Pressure Drop [mbar]	6,01	6,08
Flow Parameter	0,203	0,205
D.C. Froth Backup [%]	30	28
D.C. Head Loss [mm]	4,86	4,19
D.C. Flood [%]	34	33
D.C. Velocity [m/s]	0,036	0,033
VSF/VSF Min	1,23	1,14
Min Flow Path [mm]	939	939
Spray Factor	18,19	20,06

Avaliação da Retificadora

```
CENPES program for Tunnel Cap trays
Torre Retificadora T-02204
Three-Pass Tray (No Vapor Tunnel in off-center Downcomer)
_____________________________________________

                    Limites no  downcomer
   Correlacao    v(ft/s)  t res.(s)  GPM/ft2
   Glitsch (1a)  0.557     4.04     250.0
   Glitsch (1b)  0.551     4.08     247.2
   Glitsch (1c)  0.524     4.30     235.0
   FRI          0.386     5.83     173.4
   Nutter ,pg 2  0.922     2.44     413.7
   Usuario/ L-L  0.650     3.46     291.7
Vazoes totais : Vapor =   26.0216ft3/s ; Liquido =  3445.6950   CAF =   6.47312
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   1 0.2892643 0.3330000  0.1084733D-01 -0.1107353D+01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   1 0.2892643 0.3340000  0.4480813D-01 -0.1139335D+01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   1 0.2902643 0.3330000  0.5578771D-01 -0.1107353D+01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   2 0.3151882 0.2983755 -0.5223609D-01  0.3354859D-01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   2 0.3151882 0.2993755 -0.1627944D-01 -0.3126740D-03
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   2 0.3161882 0.2983755 -0.8607308D-02  0.3354859D-01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   3 0.3155689 0.2993662  0.5937032D-05 -0.2467560D-06
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   3 0.3155689 0.3003662  0.3590582D-01 -0.3380806D-01
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   3 0.3165689 0.2993662  0.4361640D-01 -0.2467560D-06
X, Y, F(X,Y), G(X,Y) =   4 0.3155688 0.2993662 -0.3338245D-08  0.1969096D-09

Convergiu em  4 Iteracoes ; (X,Y) = 0.31556879 0.29936621

Convergiu calculo das vazoes de liquido em  4 Iteracoes
GPM(1) e GPM(3) =   1087.35382072    GPM(2) =  1270.98739572

VLD(I) = 1.937832842 2.597452392 1.937832842
Perda de carga (pol) = 2.0631659 2.0631659 2.0631659
Gradientes Hidraulicos (pol) = 1.40733418 1.31100799 1.21713438

ZF = Altura da espuma  Arraste lb liquido / lb vapor
Painel    Downcomer backup   ZF (pol)) Arraste
 1        10.04895       6.3808  0.7861667D-03
 2         9.54618       9.2341  0.2181923D-02
 3         8.68729       6.7220  0.8170544D-03
```

```
Vazao de Vapor para arraste excessivo por Lockhart & Leggett
Painel        ft3 / s
 1        0.8977907D+01
 2        0.1195560D+02
 3        0.8977907D+01
```

Avaliação do Vaso de Alta Pressão

DADOS DOS FLUIDOS — Atenção: Fornecer a vazão total de cada fase

Vazão de Líquido Leve (Se não houver vazão de Refluxo, informar ZERO)

Refluxo	0,00	kg/h	$Q_{refluxo}$ =	0,00	m^3/min	0,000	m^3/s	
Produto de Topo	259293,33	kg/h	$Q_{pr.Topo}$ =	6,58	m^3/min	0,110	m^3/s	
Total	259293,33	kg/h	Q_{tl} =	6,58	m^3/min	0,110	m^3/s	
Vazão de Líquido Pesado	13079,7998	kg/h	Q_{lp} =	0,22	m^3/min	0,004	m^3/s	
Vazão de Vapor	58980,6256	kg/h	Q_v =	45,14	m^3/min	0,752	m^3/s	
Massa Esp. Líquido Leve	656,593	kg/m^3	Viscosidade Líquido Leve			0,2414	cp	
Massa Esp. Líquido Pesado	992,6994	kg/m^3	Viscosidade Líquido Pesado			0,6784	cp	
Massa Esp. Vapor	21,7774	kg/m^3						

DIMENSÕES DO VASO

Altura do Espaço Vapor =	h_v =	458	mm	Diâmetro =	D =	3050	mm
Altura entre o HLL e o LLL (Fase Leve) =	h_{HLL} =	1212	mm	Área =	A_t =	7306166	mm^2
Altura entre o LLL e o HIL (Fase Leve) =	$h_{LLL-HIL}$ =	998	mm			7,31	m^2
Altura entre o HIL e LIL (Fase Pesada) =	$h_{interface}$ =	382	mm		L/D =	4,50	
Altura abaixo do LIL (Fase Pesada) =	h_{LIL} =	0	mm				
Comprimento Total do Vaso =	L =	13715	mm	Volume =	V_t =	100,20	m^3
Número de Bocais de Carga =	N_{bocais} =	1		Parâmetro Auxiliar =	D/2 =	1525	mm

1 - CÁLCULO DA VELOCIDADE CRÍTICA E DA VELOCIDADE DO GÁS NO ESPAÇO VAPOR

	Velocidade Crítica	V_t =	0,259	m/s				
h_v/D =	0,15016393	→	a_v/A_t =	0,0942	→	a_v =	0,6883	m^2
						$V_{Total\ Vapor}$ =	9,4402	m^3
			Velocidade do Gás no Espaço Vapor =			v_{vs} =	1,093	m/s
						Relação v_{vs}/v_t =		4,22

2 - CÁLCULO DO TEMPO DE SEPARAÇÃO DO LÍQUIDO (t) E DO TEMPO DE RESIDÊNCIA DO VAPOR (TR_v)

t =	h_v/V_{vs} =	0,4	s	TR_v =	a_v*L/Q_v =	12,5	s

TRv maior que t - Há Separação do Liquido Leve do Vapor !!

3 - CÁLCULO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA DA FASE PESADA ABAIXO DO LIL

h_{LIL}/D =	0,0000	→	a_{LIL}/A_t =	0,0000	→	a_{LIL} =	0,0000	m^2
					v_{LIL} =	a_{LIL}*L =	0,0000	m^3
			TR_{LIL} = Tempo de Residência da Fase Pesada abaixo do LIL =				0,0	min.

4 - CÁLCULO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA DA FASE PESADA NA INTERFACE

$h_{fpesada}$ = h_{LIL} + $h_{interface}$	382	mm	→	$H_{fpesada}/D$ =		0,1252	
		$a_{fpesada}/A_t$ =	0,0724	→	$a_{fpesada}$ =	0,5286	m^2
					$v_{fpesada}$ =	7,2502	m^3
	$a_{interface}$ =	$a_{fpesada}$ - a_{LIL} =		0,5286	m^2		
	$v_{interface}$ =	$a_{interface}$*L =		7,2502	m^3		
		$TR_{interface}$ = Tempo de Residência da Fase Pesada na Interface =				33,0	min.

Avaliação do refervedor intermediário da torre retificadora no HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 2/7/2012 11:00 SN: 1500213799 MKH Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AHU Shell With No Baffles

No Data Check Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name			E47R		VAP
Flow rate	(1000-kg/hr)		200,000		13,0000
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,194	1,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	89,05	111,04	143,54	139,98
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	19,721	19,678	4,000	3,858
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,086	0,000	0,284	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal		0,000400		0,000200

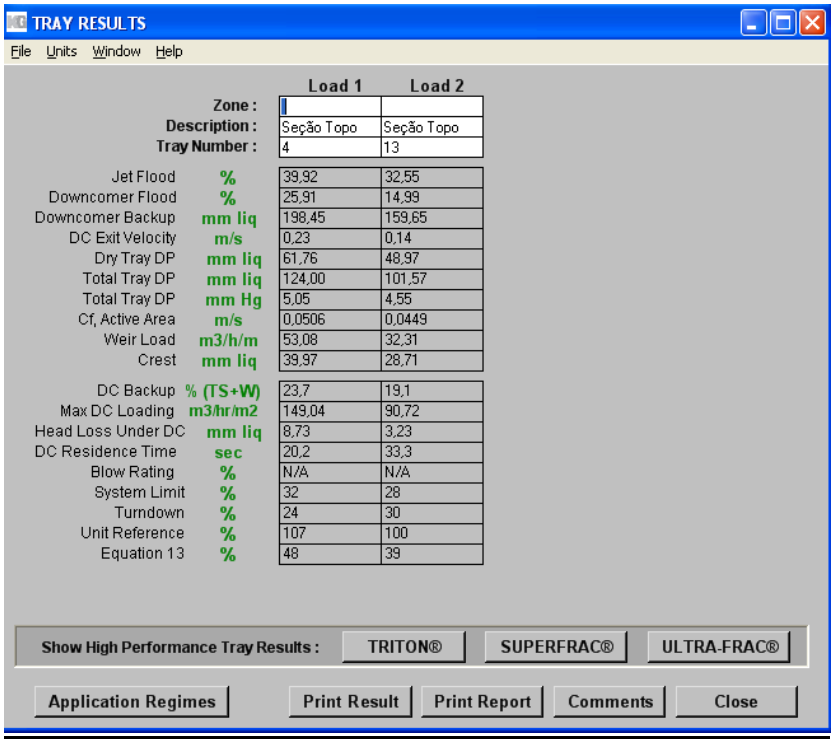
Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1599,34	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	709,46
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	16580,7	Required U	(kcal/m2-hr-C)	700,46
Hot regime	(--)	Shear	Duty	(MM kcal/hr)	5,8439
Cold regime	(--)	Flow	Area	(m2)	178,779
EMTD	(Deg C)	40,1	Overdesign	(%)	1,28

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AHU	Baffle type	(--)	None
Shell ID	(mm)	700,000	Baffle cut	(Pct Dia.)	
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	1568,95
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	0

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	154,051
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	205,004
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	45,200
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	57,900
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	307,087
Tubecount	(--)	476	Tube outlet	(mm)	52,553
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	44,36	Shellside	0,50	A	
Tube	5,49	Tubeside	25,23	B	0,957
Fouling	46,63	Crossflow	0,00	C	0,043
Metal	3,51	Window	0,49	E	
				F	

Avaliação da Desbutanizadora no KG Tower



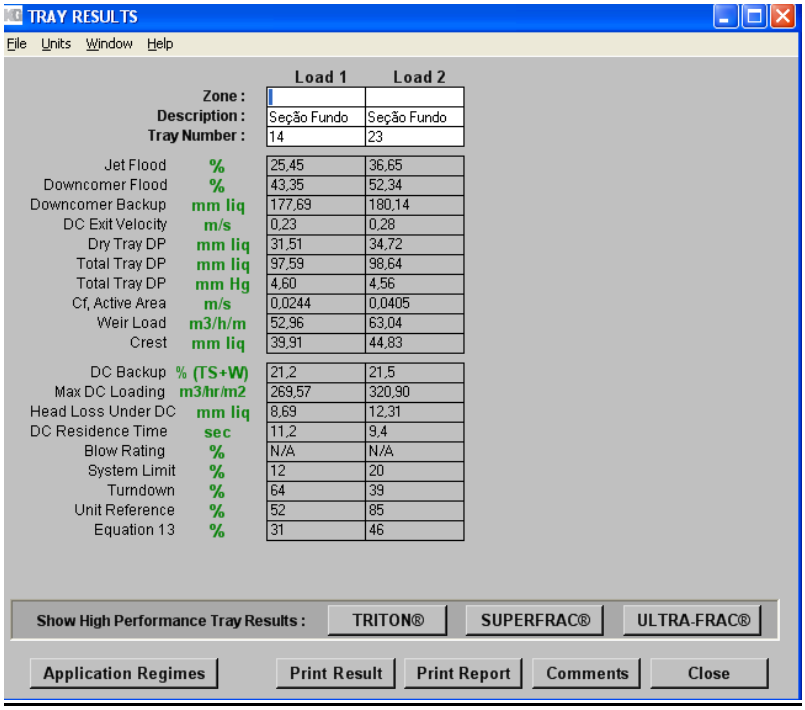
TRAY RESULTS

File Units Window Help

		Load 1	Load 2
Zone :			
Description :		Seção Topo	Seção Topo
Tray Number :		4	13
Jet Flood	%	39,92	32,55
Downcomer Flood	%	25,91	14,99
Downcomer Backup	mm liq	198,45	159,65
DC Exit Velocity	m/s	0,23	0,14
Dry Tray DP	mm liq	61,76	48,97
Total Tray DP	mm liq	124,00	101,57
Total Tray DP	mm Hg	5,05	4,55
Cf, Active Area	m/s	0,0506	0,0449
Weir Load	m3/h/m	53,08	32,31
Crest	mm liq	39,97	28,71
DC Backup	% (TS+W)	23,7	19,1
Max DC Loading	m3/hr/m2	149,04	90,72
Head Loss Under DC	mm liq	8,73	3,23
DC Residence Time	sec	20,2	33,3
Blow Rating	%	N/A	N/A
System Limit	%	32	28
Turndown	%	24	30
Unit Reference	%	107	100
Equation 13	%	48	39

Show High Performance Tray Results : TRITON® SUPERFRAC® ULTRA-FRAC®

Application Regimes Print Result Print Report Comments Close



TRAY RESULTS

File Units Window Help

		Load 1	Load 2
Zone :			
Description :		Seção Fundo	Seção Fundo
Tray Number :		14	23
Jet Flood	%	25,45	36,65
Downcomer Flood	%	43,35	52,34
Downcomer Backup	mm liq	177,69	180,14
DC Exit Velocity	m/s	0,23	0,28
Dry Tray DP	mm liq	31,51	34,72
Total Tray DP	mm liq	97,59	98,64
Total Tray DP	mm Hg	4,60	4,56
Cf, Active Area	m/s	0,0244	0,0405
Weir Load	m3/h/m	52,96	63,04
Crest	mm liq	39,91	44,83
DC Backup	% (TS+W)	21,2	21,5
Max DC Loading	m3/hr/m2	269,57	320,90
Head Loss Under DC	mm liq	8,69	12,31
DC Residence Time	sec	11,2	9,4
Blow Rating	%	N/A	N/A
System Limit	%	12	20
Turndown	%	64	39
Unit Reference	%	52	85
Equation 13	%	31	46

Show High Performance Tray Results : TRITON® SUPERFRAC® ULTRA-FRAC®

Application Regimes Print Result Print Report Comments Close

Avaliação no HTRI dos condensadores de topo da desbutanizadora com a inclusão de mais dois cascos

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 2/7/2012 16:14 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Simulation - Horizontal With Double-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			049E		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		115,936		825,191
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	1,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	57,00	38,00	30,00	42,00
Inlet P/Avg	(kg/cm2A)	11,750		0,000	0,000
dP/Allow.	(kg/cm2)	0,108		0,335	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	kcal/m2-hr-C)	731,15	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	419,60
Tube h	kcal/m2-hr-C)	4120,02	Required U	(kcal/m2-hr-C)	380,36
Hot regime	(--)		Duty	(MM kcal/hr)	9,8859
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	2158,12
EMTD	(Deg C)	12,0	Overdesign	(%)	10,32

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Double-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	3	Central spacing	(mm)	373,380
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	14

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	205,004
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	60,287
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	22,263
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	205,004
Tube count	(--)	1000	Tube outlet	(mm)	205,004
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	57,45	Shellside	0,99	A	0,050
Tube	13,07	Tubeside	0,89	B	0,731
Fouling	27,53	Crossflow	0,87	C	0,099
Metal	1,95	Window	0,77	E	0,100
				F	0,021

Avaliação dos permutadores P-21A/B no HTRI

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 1/7/2012 11:58 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Simulation - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		051			Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		174,097		279,044
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	87,00	40,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kg/cm2A)	12,050		0,000	0,000
dP/Allow.	(kg/cm2)	0,297		0,838	
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance

Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1421,12	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	626,40
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	6818,39	Required U	(kcal/m2-hr-C)	506,21
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	4,1779
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	389,812
EMTD	(Deg C)	21,1	Overdesign	(%)	23,74

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	762,001	Baffle cut	(Pct Dia.)	30,00
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	497,841
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	11

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	258,877
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	258,877
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	22,225
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	22,225
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	205,004
Tubecount	(--)	540	Tube outlet	(mm)	205,004
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	44,08	Shellside	0,60	A	0,042
Tube	11,80	Tubeside	1,67	B	0,749
Fouling	41,17	Crossflow	0,62	C	0,117
Metal	2,95	Window	0,84	E	0,092
				F	0,000

Dimensionamento no HTRI do Refervedor do Ciclo de Refrigeração

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petobras
Petobras

XistVer. 6.00 SP3 11/7/2012 09:07 SN: 1500213799 MKH Units

Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AEM Shell With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name			PR04		HotStream
Flow rate	(1000-kg/hr)		31,3999		197,679
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,283	1,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	5,42	5,42	20,00	10,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	7,000	6,935	0,000	0,000
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,129	0,400	0,441	0,700
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000100		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1163,05	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	634,86
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	4107,59	Required U	(kcal/m2-hr-C)	571,41
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	1,9812
Cold regime	(--)	Ann Mist	Area	(m2)	401,432
EMTD	(Deg C)	8,6	Overdesign	(%)	11,10

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AEM	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	25,39
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	466,000
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	12

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	205,004
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	258,877
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	51,151
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	31,399
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	205,004
Tubecount	(--)	1116	Tube outlet	(mm)	205,004
Tube Pass	(--)	4			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	54,59	Shellside	3,34	A	0,093
Tube	19,85	Tubeside	1,11	B	0,661
Fouling	22,67	Crossflow	4,20	C	0,046
Metal	2,90	Window	4,72	E	0,130
				F	0,070

Dimensionamento no HTRI do Condensador do Ciclo de Refrigeração

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 SP3 11/7/2012 09:25 SN: 1500213799 MKH Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AEM Shell With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			PR07		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		31,3999		209,111
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	1,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	65,14	45,00	30,00	42,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	19,500	19,475	4,500	4,314
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,049	0,400	0,371	0,700
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000100		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1020,45	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	607,03
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	4875,34	Required U	(kcal/m2-hr-C)	599,02
Hot regime	(--)	Gravity	Duty	(MM kcal/hr)	2,5050
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	444,321
EMTD	(Deg C)	9,4	Overdesign	(%)	1,34

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AEM	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	1067,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	20,00
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	459,000
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	12

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	205,004
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	154,051
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	36,713
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	33,338
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	205,004
Tubecount	(--)	1242	Tube outlet	(mm)	205,004
Tube Pass	(--)	4			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	59,49	Shellside	0,64	A	0,129
Tube	15,99	Tubeside	1,06	B	0,607
Fouling	21,68	Crossflow	0,85	C	0,048
Metal	2,85	Window	1,32	E	0,153
				F	0,063

Dados de Processo do Compressor que Compõe o Ciclo de Refrigeração

RELATORIO DOS MODULOS COMPRESSOR

MODULO		< C01 >
NOME		
TIPO		ALTERNATIVO
SET TERMODINAMICO		SET01
---- SUCCAO ---		
TEMPERATURA	C	3.3981
PRESSAO	KGF/CM2	6.6000
ENTALPIA	GCAL/H	1.9955
CP/CV REAL		1.2735
FATOR COMPRES		0.8649
VAZAO VOL T,P	M3/H	2299.5348
---- DESCARGA ---		
TEMPERATURA	C	64.1361
PRESSAO	KGF/CM2	19.5000
ENTALPIA	GCAL/H	2.5218
CP/CV REAL		1.3620
FATOR COMPRES		0.7749
VAZAO VOL T,P	M3/H	850.4974
---- COND.OPERACAO ---		
VAZAO MASSICA	KG/H	31499.0346
PESO MOLECULAR		42.0864
ROTACAO	1/MIN	
RAZAO PD/PS		2.9545
RAZAO VD/VS VOL.		0.3699
VAZAO/ROTACAO	M3	
NO.MACH MAQUINA		
NO.REYNOLDS MAQUINA		
HEAD POLITROP	KGFM/KG	
EFICIENCIA (%)		75.0000
POTENCIA(GHP)	HP	820.7521
POTENCIA(BHP)	HP	820.7521

APÊNDICE N: PROJETOS DOS RESFRIADORES FINAIS DE NAFTA CRAQUEADA

Projeto dos novos resfriadores de nafta craqueada

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 8/6/2012 17:15 SN: 1500213799 MKH Units

Design - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			050		047
Flow rate	(1000-kg/hr)		242,042		297,475
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,056	0,133
Inlet/Outlet T	(Deg C)	178,00	153,00	133,39	146,73
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	12,050	11,735	19,809	19,573
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,629	0,000	0,473	0,000
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000400

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	1550,68	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	448,51
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	2072,52	Required U	(kcal/m2-hr-C)	442,64
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	3,6993
Cold regime	(--)	Conv	Area	(m2)	378,542
EMTD	(Deg C)	22,1	Overdesign	(%)	1,32

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	1016,00	Baffle cut	(Pct Dia.)	16,88
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	204,034
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	25

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	258,877
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	258,877
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	73,341
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	34,609
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	258,877
Tubecount	(--)	1057	Tube outlet	(mm)	307,087
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	28,92	Shellside	0,83	A	0,406
Tube	27,79	Tubeside	3,69	B	0,338
Fouling	41,01	Crossflow	1,88	C	0,058
Metal	2,28	Window	1,59	E	0,196
				F	0,000

HTRI

Output Summary

Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

XistVer. 6.00 21/6/2012 11:01 SN: 1500213799 MKH Units

Design - Horizontal Countercurrent Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

See Data Check Messages Report for Informative Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name			051		Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)		242,042		602,997
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	153,00	87,00	30,00	45,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	12,050	11,756	0,000	0,000
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,587	0,700	0,296	0,700
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	2046,42	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	739,37
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	8196,14	Required U	(kcal/m2-hr-C)	656,11
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	9,0276
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	171,642
EMTD	(Deg C)	80,2	Overdesign	(%)	12,69

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	685,500	Baffle cut	(Pct Dia.)	22,17
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	369,817
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	15

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	307,087
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	307,087
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	28,425
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	28,425
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	307,087
Tubecount	(--)	475	Tube outlet	(mm)	307,087
Tube Pass	(--)	1			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	36,13	Shellside	1,04	A	0,196
Tube	11,58	Tubeside	2,06	B	0,553
Fouling	48,60	Crossflow	1,36	C	0,137
Metal	3,69	Window	2,33	E	0,114
				F	0,000

APÊNDICE O: PROJETO DO CHILLER DO PUMPAROUND DA TORRE ABSORVEDORA PRIMÁRIA

HTRI

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xist Ver. 6.00 SP3 10/7/2012 18:16 SN: 1500213799 MKH Units

: Summary Unit
Simulation - Horizontal With Single-Segmental Baffles

No Data Check Messages.
No Runtime Messages.

Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		03R			Cold Stream
Flow rate	(1000-kg/hr)	153,900			196,066
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	41,46	15,00	10,00	20,00
Inlet P/Avg	(kgf/cm2A)	17,846		0,000	0,000
dP/Allow.	(kgf/cm2)	0,182		0,361	0,700
Fouling	m2-hr-C/kcal)		0,000400		0,000200

Exchanger Performance					
Shell h	(kcal/m2-hr-C)	846,69	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	448,40
Tube h	(kcal/m2-hr-C)	3713,35	Required U	(kcal/m2-hr-C)	385,64
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MM kcal/hr)	1,9652
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m2)	461,916
EMTD	(Deg C)	11,0	Overdesign	(%)	16,28

Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AHS	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	800,000	Baffle cut	(Pct Dia.)	19,57
Series	(--)	2	Baffle orientation	(--)	Parallel
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	303,000
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	8

Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	128,194
Tube OD	(mm)	19,050	Shell outlet	(mm)	128,194
Length	(mm)	6096,	Inlet height	(mm)	41,225
Pitch ratio	(--)	1,3333	Outlet height	(mm)	41,225
Layout	(deg)	90	Tube inlet	(mm)	205,004
Tubecount	(--)	642	Tube outlet	(mm)	205,004
Tube Pass	(--)	2			

Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	52,96	Shellside	0,28	A	0,274
Tube	15,51	Tubeside	0,98	B	0,496
Fouling	29,47	Crossflow	0,43	C	0,085
Metal	2,06	Window	0,60	E	0,144
				F	0,000

APÊNDICE P: ANÁLISE ECONÔMICA DO CASO 1

Aspen ICARUS
Resumo de Custos do Projeto

Data da Estimativa: 4JUL12 15:33:37 **Est. Classe: FEL 1** **Moeda: DOLLARS USD**

Disciplina	hh	Sal. Médio/h	Custo de mão de obra	Custo de materiais	Custo total	Percentuais	
(2) Equipamentos	11,430	56.00	640,103	8,980,209	9,620,312	43.8%	do TDC
(3) Tubulação	89,701	56.00	5,023,251	2,000,282	7,023,533	32.0%	do TDC
(4) Civil	14,431	56.00	808,121	538,747	1,346,868	6.1%	do TDC
(5) Estrutura metálica	12,068	56.00	675,785	497,898	1,173,683	5.3%	do TDC
(6) Instrumentação	15,907	56.00	890,800	352,501	1,243,301	5.7%	do TDC
(7) Elétrica	14,275	56.00	799,395	359,287	1,158,682	5.3%	do TDC
(8) Isolamento	6,448	56.00	361,088	34,074	395,162	1.8%	do TDC
(9) Pintura					0	0.0%	do TDC
Total de Custo Direto	**164,260**	**56.00**	**9,198,543**	**12,762,999**	**21,961,542**	2.4	*Fat. Lang*
	(TDMH)		(TDL)	(TDM)	(TDC)		
Indiretos de mão de obra de construção			(1)		1,373,497	6.3%	do TDC
Frete de materiais			(2)		431,700	2.0%	do TDC
Projeto de engenharia e aquisição			(3)		3,790,856	17.3%	do TDC
Outros custos de projeto			(4)		1,362,572	6.2%	do TDC
Total de Custo Indireto					**6,958,625**	31.7%	do TDC
Custo Total do Projeto sem Contingência					**28,920,166**	131.7%	do TDC
					(TIC)		
Contingência			15%		4,338,025	15.0%	do TIC
Custo Total do Projeto com Contingência está compreendido no intervalo entre					**23,280,734**	e 49,887,287	
Valor mais Provável do Custo Total do Projeto com Contingência					**33,258,191**	151.4%	do TDC

APÊNDICE Q: ANÁLISE ECONÔMICA DO CASO 2

Aspen ICARUS
Resumo de Custos do Projeto

Data da Estimativa: 4JUL12 16:18:32 **Est. Classe: FEL 1** **Moeda: DOLLARS USD**

Disciplina	hh	Sal. Médio/h	Custo de mão de obra	Custo de materiais	Custo total	Percentuais	
(2) Equipamentos	11,158	56.00	624,852	8,418,400	9,043,252	43.7%	do TDC
(3) Tubulação	81,839	56.00	4,582,980	1,842,292	6,425,272	31.0%	do TDC
(4) Civil	14,046	56.00	786,585	524,390	1,310,975	6.3%	do TDC
(5) Estrutura metálica	11,477	56.00	642,704	547,127	1,189,831	5.7%	do TDC
(6) Instrumentação	17,498	56.00	979,906	402,132	1,382,038	6.7%	do TDC
(7) Elétrica	12,505	56.00	700,291	292,724	993,015	4.8%	do TDC
(8) Isolamento	5,887	56.00	329,686	31,479	361,165	1.7%	do TDC
(9) Pintura					0	0.0%	do TDC
Total de Custo Direto	**154,411**	**56.00**	**8,647,004**	**12,058,544**	**20,705,548**	2.5	*Fat. Lang*
	(TDMH)		(TDL)	(TDM)	(TDC)		
Indiretos de mão de obra de construção			(1)		1,257,322	6.1%	do TDC
Frete de materiais			(2)		405,500	2.0%	do TDC
Projeto de engenharia e aquisição			(3)		3,568,774	17.2%	do TDC
Outros custos de projeto			(4)		1,284,258	6.2%	do TDC
Total de Custo Indireto					**6,515,854**	31.5%	do TDC
Custo Total do Projeto sem Contingência					**27,221,402**	131.5%	do TDC
					(TIC)		
Contingência			15%		4,083,210	15.0%	do TIC
Custo Total do Projeto com Contingência está compreendido no intervalo entre					**21,913,229**	e 46,956,918	
Valor mais Provável do Custo Total do Projeto com Contingência					**31,304,612**	151.2%	do TDC

APÊNDICE R: ANÁLISE ECONÔMICA DO CASO 3

Aspen ICARUS
Resumo de Custos do Projeto

Data da Estimativa: 10JUL12 07:43:08 **Est. Classe: FEL 1** **Moeda: DOLLARS USD**

Disciplina	hh	Sal. Médio/h	Custo de mão de obra	Custo de materiais	Custo total	Percentuais
(2) Equipamentos	12,892	56.00	721,927	13,290,600	14,012,527	51.1% do TDC
(3) Tubulação	96,745	56.00	5,417,694	2,090,865	7,508,559	27.4% do TDC
(4) Civil	16,016	56.00	896,917	597,944	1,494,861	5.5% do TDC
(5) Estrutura metálica	15,036	56.00	842,020	592,468	1,434,488	5.2% do TDC
(6) Instrumentação	17,948	56.00	1,005,072	408,001	1,413,073	5.2% do TDC
(7) Elétrica	12,867	56.00	720,529	321,898	1,042,427	3.8% do TDC
(8) Isolamento	7,993	56.00	447,604	44,335	491,939	1.8% do TDC
(9) Pintura					0	0.0% do TDC
Total de Custo Direto	**179,496**	**56.00**	**10,051,763**	**17,346,112**	**27,397,875**	2.1 *Fat. Lang*
	(TDMH)		(TDL)	(TDM)	(TDC)	
Indiretos de mão de obra de construção			(1)		1,493,236	5.5% do TDC
Frete de materiais			(2)		609,000	2.2% do TDC
Projeto de engenharia e aquisição			(3)		4,663,887	17.0% do TDC
Outros custos de projeto			(4)		1,683,842	6.1% do TDC
Total de Custo Indireto					**8,449,964**	30.8% do TDC
Custo Total do Projeto sem Contingência					**35,847,839**	130.8% do TDC
					(TIC)	
Contingência			15%		5,377,176	15.0% do TIC
Custo Total do Projeto com Contingência está compreendido no intervalo entre					**28,857,511**	e 61,837,523
Valor mais Provável do Custo Total do Projeto com Contingência					**41,225,015**	150.5% do TDC

APÊNDICE S: CONDIÇÕES DE SATURAÇÃO DO PROPENO

SPECIFIC PHYSICAL DATA		PROPYLENE		DENSITY, VISCOSITY AND SPECIFIC HEAT AT SATURATION			
T °C	PRESSURE BAR ABS.	DENSITY, KG/M³		VISCOSITY, cP		SPECIFIC HEAT, KCAL / KG °C	
		LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR
-45	1.142	609	2.643	0.188	0.00665	0.486	0.308
-40	1.420	603	3.220	0.178	0.00681	0.486	0.312
-35	1.747	596	3.892	0.170	0.00698	0.489	0.327
-30	2.130	589	4.677	0.162	0.00715	0.492	0.333
-25	2.573	582	5.574	0.154	0.00736	0.495	0.338
-20	3.083	575	6.615	0.147	0.00748	0.498	0.342
-15	3.663	568	7.785	0.140	0.00756	0.505	0.348
-10	4.322	561	9.130	0.134	0.00777	0.511	0.355
-5	5.062	553	10.64	0.127	0.00793	0.516	0.361
0	5.891	546	12.35	0.122	0.00806	0.523	0.369
5	6.814	539	14.26	0.116	0.00814	0.531	0.377
10	7.838	531	16.40	0.111	0.00830	0.540	0.392
15	8.967	524	18.81	0.105	0.00851	0.550	0.406
20	10.21	516	21.50	0.100	0.00872	0.561	0.428
25	11.57	508	24.51	0.095	0.00893	0.573	0.451
30	13.07	499	27.86	0.091	0.00917	0.587	0.483
35	14.70	490	31.60	0.086	0.00950	0.601	0.519
40	16.47	481	35.82	0.081	0.00992	0.617	0.561
45	18.41	470	40.54	0.076	0.0103	0.634	0.608
50	20.52	459	45.84	0.072	0.0107	0.652	0.659
55	22.81	447	51.85	0.067	0.0112	0.672	0.728
60	25.32	433	58.64	0.063	0.0116	0.692	0.798

REF.: THERMOPHYSICAL PROPERTIES OF REFRIGERANTS - ASHRAE 1973

APÊNDICE T: FOLHA DE DADOS DO CONDENSADOR A AR

	CONDENSADOR DE TOPO DA FRACIONADORA PRINCIPAL							EB-AB-G&E
1	SERVIÇO: CONDENSADOR DE TOPO DA FRACIONADORA PRINCIPAL			CALOR TROCADO	24450000 kcal/h			
2	TIPO DE TIRAGEM ☐ INDUZIDA ☑ FORÇADA			ÁREA / ITEM - TUBO ALETADO / LISO	85065 / 3352 m²			
3	DIM. DA SEÇÃO (W x L) 7254 x 11000 mm			LMTD (ef.) 31,5 °C				
4	Nº DE SEÇÕES / ITEM 4			COEF. TRANSF. - TUBO ALETADO	12,2 kcal/(h.m².°C)			
5				TUBO LISO - SERVIÇO / LIMPO	232 / 331 kcal/(h.m².°C)			
6	DADOS BÁSICOS DE PROJETO							
7	CÓDIGO DE PROJETO: ASME SEC. VIII DIV. 1 / API 661			CÓDIGO ESTRUTURAL:				
8	ESTAMPA DO CÓDIGO NO FEIXE ☐ SIM ☑ NÃO			SERVIÇO INFLAMÁVEL ☐ SIM ☐ NÃO				
9	ESTAMPA DO CÓDIGO NO AQUECEDOR ☐ SIM ☑ NÃO			SERVIÇO LETAL / TÓXICO ☐ SIM ☐ NÃO				
10	DADOS DE OPERAÇÃO - LADO DOS TUBOS							
11	CASO DE OPERAÇÃO: CASO ALTA CONVERSÃO				ENTRADA		SAÍDA	
12	FLUIDO: HIDROCARBONETO + VAPOR			TEMPERATURA °C	98		70	
13	VAZÃO TOTAL kg/h	267203		VAZÃO (L/V) kg/h	46756	181402	97760	139406
14	PONTO ORVALHO / BOLHA °C	-	-	ÁGUA / VAP. D'ÁGUA kg/h	-	40045	31177	8860
15	PONTO FLUIDEZ / CONG. °C	-	-	NÃO-CONDENSÁVEIS kg/h	-		-	
16	CALOR LATENTE kcal/kg	-		P. MOL. (vap./não-cond.)	42,3	-	45,90	-
17	PRESSÃO DE ENTRADA kgf/cm² (m)	1,0		MASSA ESP. (L/V) kg/m³	730,4	2,76	777,0	3,20
18	PERDA PRES. (ADM./CALC.) kgf/cm²	0,04	0,03	CAL. ESP. (L/V) kcal/(kg.°C)	0,5334	0,448	0,535	0,426
19	VELOCIDADE (ADM./CALC.) m/s	-	7,9	COND. T. (L/V) kcal/(h.m.°C)	0,0802	0,0207	0,097	0,0197
20	COEF. DEPÓSITO m².°C.h/kcal	0,00040		VISCOSIDADE cP	0,3908	0,010	0,75	0,009
21	DADOS DE OPERAÇÃO - LADO DO AR							
22	TEMPERATURA DE ENTRADA 33 °C			VELOCIDADE FRONTAL	2,44 m/s			
23	VAZÃO DE AR / ITEM 3000000 kg/h			TEMPERATURA MÍNIMA AMBIENTE	0 °C			
24	VAZÃO MÁSSICA (área livre) kg/(s.m²)			ALTITUDE	595 m			
25	TEMPERATURA DE SAÍDA 68 °C			PRESSÃO ESTÁTICA (3)	17,11 mmH2O			
26	VAZÃO DE AR / VENT. 349152,0 m³/h							
27	PROJETO, MATERIAIS E CONSTRUÇÃO							
28	PRESSÃO PROJETO kgf/cm² (m) 1,8			SERPENTINA				
29	PRESSÃO TESTE kgf/cm² (m)			Nº TUBOS DIÂM. EXT. mm				
30	TEMPERATURA PROJETO 150 °C			MATERIAL TUBO				
31	TEMPERATURA MÍNIMA DE PROJETO °C			MATERIAL E TIPO DA ALETA				
32				ESPESSURA DA ALETA mm				
33	FEIXE			CÓDIGO DE PROJETO:				
34	DIMENSÃO (WXL) 3636 x 11000 mm			ESTAMPA? ☐ SIM ☑ NÃO				
35	Nº / SEÇÃO 2 Nº FileIRAS 7			FLUIDO VAZÃO TOTAL kg/h				
36	FEIXES EM PARALELO 8 EM SÉRIE 1			TEMPERATURA (ENT./SAÍDA) / °C				
37	MONT. ESTRUT. ☐ CHÃO ☐ PONTE TUB. ☐ OUTRA			PRESSÃO ENTRADA kgf/cm² (m)				
38	VIGA PONTE TUB. (DIST. C-C)			PERDA PRES. (ADM./CALC.) kgf/cm²				
39	ESCADAS, PASSARELAS, PLATAF. ☑ SIM ☐ NÃO			TEMP. / PRESSÃO PROJETO °C kgf/cm² (m)				
40	PREP./REVEST. SUP. ESTRUTURA			BOCAL ENT./SAÍDA, DN /				
41	PREP./REVEST. SUP. CABEÇOTE			CABEÇOTE				
42	VENEZIANA			TIPO TAMPO REMOVÍVEL				
43	MATERIAL			MATERIAL A.C. (1)				
44	AÇÃO DE CONTROLE ☐ AUTOMÁTICO ☐ MANUAL			SOBRESPESSURA CORROSÃO mm				
45	TIPO AÇÃO ☐ OPOSTO ☐ PARALELO			Nº PASSES 1				
46				INCLINAÇÃO				
47				MATERIAL DO TAMPO				
48				MATERIAL DA GAXETA				
49								
50								
51								
52								

AS INFORMAÇÕES DESTE DOCUMENTO SÃO PROPRIEDADE DA PETROBRÁS. SENDO PROIBIDA A UTILIZAÇÃO FORA DA SUA FINALIDADE

APÊNDICE U: RESUMO DO ARTIGO PUBLICADO NOS ANAIS DO XIX CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA - COBEQ 2012

ANÁLISES SOBRE O AUMENTO DA PRODUÇÃO DE PROPENO EM UMA UNIDADE DE FCC DA PETROBRAS

E. M. PENNA[1], A. R. PINHO[1], M. S. WOLFF[1] e F. L. P. PESSOA[2]

[1] PETROBRAS, CENPES
[2] EQ – Universidade Federal do Rio de Janeiro
e-mail para contato: mpenna@petrobras.com.br

RESUMO – As unidades de Craqueamento Catalítico, ou FCC, existentes na maioria das refinarias de petróleo, são a segunda maior fonte de propeno no mundo e o mesmo é um subproduto da produção de gasolina, dos destilados médios e do GLP. O rendimento médio de propeno nas unidades de FCC da Petrobras que operam com cargas da Bacia de Campos é cerca de 5% em peso em relação à carga fresca. Um aumento em mais de 100% na produção de propeno pode ser obtido empregando condições operacionais de média severidade e quantidades moderadas da zeólita ZSM-5 no sistema catalítico do FCC. A ZSM-5 é um dos membros da família de zeólitas pentasil, denominadas desta forma por formarem anéis de 5 membros. Estes anéis formam dois tipos de canais que se interceptam, ambos compostos por 10 componentes cada. Apenas moléculas com dimensões menores que certo valor crítico podem penetrar nestes poros, ganhar acesso aos sítios internos e reagir. A ZSM-5 atua através do craqueamento de olefinas na faixa de destilação da gasolina, produzindo olefinas mais leves, tais como eteno, propeno e butenos. Visando à obtenção de um perfil de rendimentos de produtos de uma unidade de FCC com o dobro da produção de propeno, foram realizadas rodadas em unidade-piloto no CENPES com a utilização de petróleos nacionais, temperaturas reacionais e teores de ZSM-5 mais elevados que os usuais. O trabalho avaliou, a partir de um simulador de processos, os impactos que o perfil gerado causaria em uma unidade de FCC da Petrobras de porte industrial.

APÊNDICE V: RESUMO DO ARTIGO PUBLICADO NOS ANAIS DO RIO OIL AND GAS CONFERENCE 2012

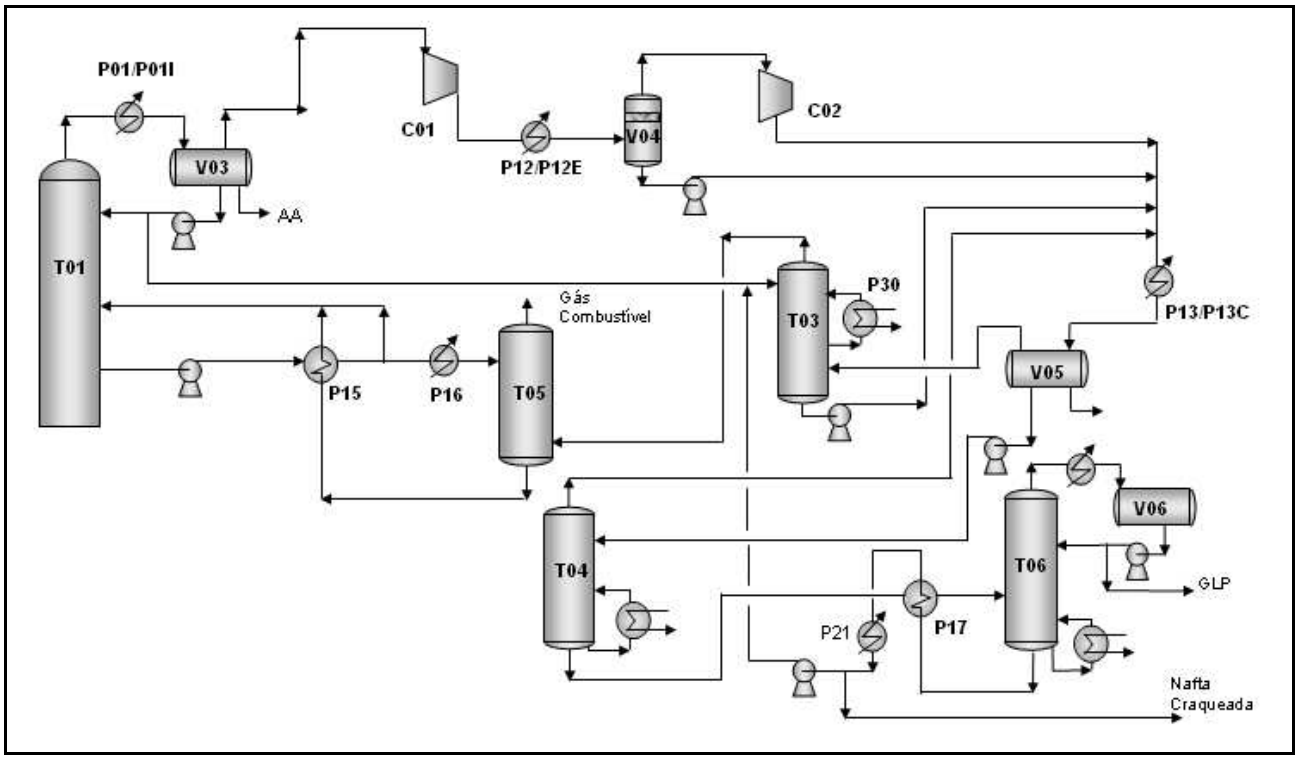
AUMENTO DA PRODUÇÃO E RECUPERAÇÃO DE PROPENO EM UMA UNIDADE DE FCC DA PETROBRAS

Elisângela M. Penna[1], Andrea de R. Pinho [2], Marcelo S. Wolff[3]

Resumo

O propeno é uma das principais matérias primas petroquímicas e sua demanda vem crescendo rapidamente nos últimos anos. Projeções para os próximos anos indicam que o crescimento da produção de propeno via pirólise tende a ser menor do que o crescimento da demanda de eteno, criando um déficit na oferta deste produto. As unidades de FCC encontram-se em posição única para suprir este aumento na demanda por propeno devido à sua flexibilidade operacional. Embora sua principal aplicação nas últimas décadas tenha sido a produção de gasolina, a unidade de FCC é frequentemente explorada para maximizar outros produtos, tais como destilados médios ou GLP. Na seção de conversão do FCC, a elevação do rendimento de propeno inclui algum aumento da severidade reacional, que pode ser obtido através de uma maior temperatura de reação além do uso de aditivo catalítico à base de zeólita ZSM-5. Porém, além da maximização da produção de propeno no reator, um segundo objetivo deve ser perseguido: o aumento da recuperação do propeno na seção de recuperação de gases. Nesta seção, o rendimento final é afetado pelo desempenho do compressor de gases, o projeto dos equipamentos e esquema do processo. Eventualmente, novos equipamentos podem ser instalados, tais como *chillers*, visando à melhoria do sistema de absorção. Prevendo um real aumento na demanda por propeno no mercado nacional, este trabalho propõe-se a avaliar a adequação da seção de recuperação de gases de uma unidade de FCC da Petrobras, analisando os impactos que um novo perfil de rendimentos de produtos, onde se dobra a produção de propeno em relação à operação convencional, causaria sobre esta unidade. No trabalho foram identificadas as principais limitações e modificações que seriam necessárias para uma operação buscando a maximização da produção de propeno, além de sugestões de mudanças no *hardware* da unidade.

Abstract

Propylene is one of the major petrochemical raw materials and its demand has been growing rapidly in recent years. Projections for future years indicate that the growth in propylene production via pyrolysis tends to be lower than the growth in the demand for ethylene, creating a supply deficit of this product. The FCC units are in a unique position to meet this increase in propylene demand due to its operational flexibility. Although their primary function in recent decades has been the gasoline production, FCC units are often operated for maximizing other products, such as LPG or distillates. At the FCC conversion section, the increase of propylene yield requires some increase in reaction severity, which can be obtained by increasing reactor riser temperature, and the use of catalyst additives based on ZSM-5. However, besides maximizing the propylene production in the reactor, a second objective should be pursued: the propylene recovery increase in the gas recovery section. In this section, the yield is affected by the gas compressor performance, the equipment design and process scheme. Eventually, new equipments may be installed, such as chillers, aimed at improving the absorption system. Predicting a real increase in propylene demand in the Brazilian market, this study aims to evaluate the adequacy of the gas recovery section of a Petrobras FCC unit, analyzing the impacts that a new products yields profile, which bend the propylene production compared to a conventional operation, would cause on this unit. In this paper, the main limitations and modifications that would be needed for an operation were identified, aiming at maximizing the propylene production, as well as proposed changes in the hardware of the unit.

APÊNDICE X: ESQUEMA SIMPLIFICADO DA SIMULAÇÃO DA SEÇÃO DE FRACIONAMENTO E RECUPERAÇÃO DE GASES