

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

Faculdade de Engenharia Química

Simulação e Otimização Energética  
da Unidade de Processamento de Gás  
Natural de Atalaia

Autor: Luiz Germano Gomes

*Esta versão corre  
onde a palavra final  
da Dissertação de Mestrado  
defendida por Luiz Germano  
Gomes e aprovada pela Comissão  
Julgadora em 03 de Janeiro de 1995.*

*Manoel F. de A. C. de A. C.*

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

Faculdade de Engenharia Química

Área de Concentração:

Desenvolvimento de Processos Químicos

Simulação e Otimização Energética  
da Unidade de Processamento de Gás  
Natural de Atalaia

Autor: Luiz Germano Gomes

Orientador: Profa. Dra. Maria Regina Wolf Maciel

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia Química,  
como parte dos requisitos exigidos para obtenção do  
título de Mestre em Engenharia Química.

CAMPINAS - SP - BRASIL

Janeiro / 1995

FICHA CATALOGRAFICA ELABORADA PELA

BIBLIOTECA CENTRAL - UNICAMP

Gomes, Luiz Germano

6585s

Simulação e otimização energética da unidade de processamento de gás natural de Atalaia / Luiz Germano Gomes. - Campinas, SP : [s.n.], 1995.

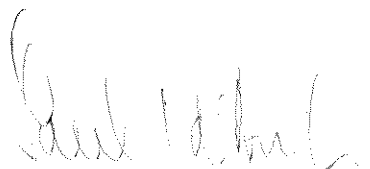
Orientador : Maria Regina Wolf Maciel.

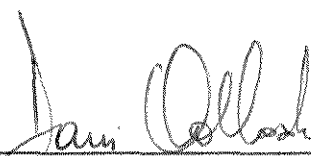
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Energia - Conservação. 2. Gás - Indústria. 3. Métodos de simulação. 4. Pesquisa operacional. 5. Simulação (Computadores).
6. Gases - Absorção e adsorção. I. Maciel, Maria Regina Wolf. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Tese defendida e aprovada em 03 de janeiro de 1995,  
pela banca examinadora constituída pelos professores:

  
Profª. Drª. Maria Regina Wolf Maciel

  
Profº. Drº. Saul Gonçalves d'Ávila

  
Profº. Drº. Darci Odloak

## **DEDICATÓRIA**

Eu dedico este trabalho a todas as pessoas que acreditaram na minha capacidade de executá-lo, principalmente à minha mãe, minha esposa e nossos filhos, que aceitaram o desafio de uma mudança radical de estilo de vida, cooperando comigo nos momentos difíceis.

## **AGRADECIMENTOS**

Devo meus agradecimentos aos :

Engenheiro José Tavares de Almeida, pelo seu contínuo incentivo para meu desenvolvimento técnico dentro da Petrobrás.

Engenheiro Luiz Rodolfo Landin Machado, por sua importante participação na minha seleção para o curso de pós-graduação a nível de mestrado.

Engenheiros João Newton Pereira de Castro e Huascár Valença Padilha, por terem me liberado das minhas atividades na Petrobrás para participar no curso de mestrado.

Engenheiro Hélio Tadeu Martins dos Santos, por sua valiosa colaboração no envio de dados e documentos que auxiliaram na execução deste trabalho, além de ter resolvido meus assuntos particulares enquanto estive fora de Aracaju.

Engenheiro Eduardo Montalvão Melo, por ter colaborado com o envio de dados técnicos e documentos que auxiliaram na execução deste trabalho.

Engenheiro Júlio Henrique W. Santa Rosa, pelo empréstimo de vários livros técnicos.

Professora Doutora Maria Regina Wolf Maciel, minha orientadora da tese, por várias colaborações: por ter aceito minha proposta de trabalho como tema de tese do Departamento de Processos Químicos, introduzido no trabalho a integração energética com uso da tecnologia PINCH, por ter introduzido nosso trabalho em dois congressos de Engenharia Química e por sua confiança depositada neste trabalho.

## **EPIGRAFE**

"O merecimento maior é do homem que se encontra na arena, com rosto manchado de sangue, suor e poeira...; que conhece os grandes entusiasmos, as grandes devoções; que sacrifica a se próprio por uma causa digna; e, que, quando muito, experimenta por final o triunfo de uma grande realização; e,...se ele fracassa, fracassou ao ousar grandes coisas, e por isso mesmo, seu lugar nunca pode ser tomado por essas almas tímidas e frias que não conhecem nem vitórias e nem derrotas."

J.F. Kennedy

## SUMÁRIO

	página
NOMENCLATURA	i
RESUMO	iv
CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO	001
CAPÍTULO II - GÁS NATURAL	003
II.1 - Composição do Gás Natural	003
II.2 - Classificação do Gás Natural	004
II.3 - Uso do Gás Natural	009
II.4 - Ocorrência do Gás Natural	011
II.5 - Conclusão	015
CAPÍTULO III - TECNOLOGIA DE PROCESSAMENTO DO GÁS NATURAL	017
III.1 - Objetivos	017
III.2 - Tratamento de gás	019
III.3 - Desidratação de gás	024
III.4 - Obtenção de líquidos do gás	029
III.5 - Liquefação total do gás natural	038
III.6 - Conclusão	040
CAPÍTULO IV - A UPGN-ATA E AS SIMULAÇÕES PARA REPRODUÇÃO DO PROJETO	042
IV.1 - Processo de separação	042
IV.1.1 - Operação Flash	044
IV.1.2 - Fatores adicionais que influen- ciam na pureza dos produtos	045
IV.1.3 - Métodos exatos para cálculo de separação multicomponentes em multiestágios	046



	página
IV.1.4 - Algumas definições importantes no processo de destilação	048
IV.1.5 - O processo de absorção	051
IV.2 - A UPGN-Ata	053
IV.3 - Objetivos da simulação	057
IV.4 - O simulador HYSIM	059
IV.5 - Simulações referentes ao projeto da UPGN-Ata	065
IV.5.1 - Resultados	067
IV.6 - Conclusão	070
 CAPITULO V - SIMULAÇÃO DA UPGN-ATA COM AS CONDIÇÕES DO TESTE DE CORRIDA	 072
V.1 - Objetivos da simulação	072
V.2 - Tipos de refervedor	072
V.3 - A simulação	073
V.4 - Metodologia para cálculo das eficiências dos estágios	076
V.5 - Resultados da simulação	086
V.6 - Eficiência global versus eficiência por prato real	097
V.7 - Conclusão	105
 CAPÍTULO VI - SIMULAÇÃO DA UPGN-ATA PARA OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA	 107
VI.1 - Objetivos das simulações	107
VI.2 - Transmissão de calor	107
VI.3 - Tecnologia PINCH	114
VI.4 - Aplicação da tecnologia PINCH no processo geral da UPGN-Ata, utilizando o simulador HYSIM	122
VI.5 - As simulações da UPGN-Ata integrada energeticamente	125

		página
VI.6	- Resultados comparativos das simulações	133
VI.7	- Conclusão	139
CAPÍTULO VII	- OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA DA UPGN-ATA UTILIZANDO REDUÇÃO DO PESO MOLECULAR DO ÓLEO DE ABSORÇÃO	142
VII.1	- Histórico da redução do peso molecular do óleo e os objetivos a serem alcançados	142
VII.2	- As simulações	144
VII.3	- Resultados das simulações	147
VII.4	- Conclusão	154
CAPÍTULO VIII	- CONCLUSÃO	156
CAPÍTULO IX	- SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS	158
APÊNDICE A	- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO QUE UTILIZA AS CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO PROJETO COM A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON	vii
APÊNDICE B	- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO QUE UTILIZA AS CARGAS TÉRMICAS DO PROJETO COM A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON	viii
APÊNDICE C	- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO QUE UTILIZA AS CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO TESTE DE CORRIDA DE FEVEREIRO DE 1992 COM A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON	ix

	página
APÊNDICE D	- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO COM "LAY-OUT" MODIFICADO PARA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA (TECNOLOGIA PINCH) COM A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON x
APÊNDICE E	- PARTE DA ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO QUE DIFERENCIA DO APÊNDICE D POR FAZER A OTIMIZAÇÃO DA TORRE DESBUTANIZADORA xi
APÊNDICE F	- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO DO SISTEMA DO FORNO COM PRÉ-AQUECEDOR PARA A UPGN-ATA COM NOVO "LAY-OUT" MOSTRADO NO APÊNDICE D xii
APÊNDICE G	- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO COM "LAY-OUT" MODIFICADO PARA OPERAR COM ÓLEO DE PESO MOLECULAR DE 92,9 E A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON xiii
APÊNDICE H	- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO DO FORNO PARA A UPGN-ATA COM ÓLEO DE PESO MOLECULAR DE 92,9 E UTILIZANDO ÓLEO TÉRMICO DOWTHERM - A. xiv
APÊNDICE I	- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO COM "LAY-OUT" MODIFICADO PARA OPERAR COM ÓLEO DE PESO MOLECULAR DE 81,5 E A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON xv
APÊNDICE J	- DIAGRAMA DE BLOCO DA METODOLOGIA DE CÁLCULO DAS EFICIÊNCIAS DAS BANDEJAS DAS TORRES. xvi
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	xvii
ABSTRACT	xxi

## NOMENCLATURA

- A - Área de troca térmica.
- Aj1 - Operação de ajuste 1 no simulador HYSIM.
- Ata - Atalaia, bairro da cidade de Aracaju.
- Carb- Carbono.
- C<sub>5+</sub> - Corrente de produto composta de pentanos e outros hidrocarbonetos mais pesados.
- d - Variação infinitesimal.
- Diox- Dióxido de.
- E<sub>m</sub> - Eficiência do vapor em um estágio de separação, segundo Murphree.
- e - Distância entre uma fonte quente e uma fonte fria de calor.
- F - Vazão molar da carga de um sistema de separação.
- f<sub>i</sub> - Vazão molar de um componente i na carga de um sistema de separação.
- GLP - Gás liquefeito de petróleo, normalmente uma mistura de hidrocarbonetos com predominância do propano e butanos.
- GNL - Gás natural totalmente liquefeito.
- H - Entalpia molar da fase vapor.
- H - Entalpia.
- H - Constante de Henry.
- h - Entalpia molar da fase líquida.
- h - Coeficiente de transferência de calor.
- h<sub>f</sub> - Entalpia molar da carga.
- i - Índice que representa um componente qualquer do sistema.
- ID - Índice que representa gás ideal.
- j - Índice que representa um componente qualquer diferente do componente i.
- K - Condutividade térmica do material.
- K<sub>i</sub> - Constante de equilíbrio do componente i.
- K<sub>ij</sub> - Parâmetro binário de interação dos componentes i e j.
- L - Vazão molar da fase líquida.
- LGN - Líquido do gás natural.

$l_i$  - Vazão molar do componente  $i$  na fase líquida.  
 liq - Líquido.  
 M - Mil.  
 man - Manométrica.  
 MM - Milhão.  
 N - Número de estágios de equilíbrio em um sistema de separação  
 $P^0$  - Pressão de referência.  
 P - Pressão.  
 $P_{ci}$  - Pressão crítica do componente  $i$ .  
 $p$  - Índice que se refere a um estágio de equilíbrio qualquer de um sistema de separação.  
 Perml-Permutador de calor 1.  
 Q - Calor.  
 $q$  - Fluxo de calor que entra ou sai de um estágio de equilíbrio  
 R - Número de componentes em um sistema de separação.  
 R - Constante universal dos gases.  
 S - Entropia.  
 $S_0$  - Entropia no estado de referência.  
 SP1 - Separador 1.  
 T - Temperatura absoluta.  
 $T_{ci}$  - Temperatura crítica do componente  $i$ .  
 $T_{ri}$  - Temperatura reduzida do componente  $i$ .  
 UPGN- Unidade de Processamento de Gás Natural.  
 V - Vazão molar da fase vapor de um sistema de separação.  
 V - Volume.  
 $v_i$  - Vazão molar do componente  $i$  na fase vapor.  
 Valv1-Válvula 1.  
 $x_i$  - Fração molar do componente  $i$  no sistema.  
 $x_i$  - Fração molar do componente  $i$  na fase líquida.  
 $x_j$  - Fração molar do componente  $j$  na fase líquida.  
 $y_i$  - Fração molar do componente  $i$  na fase vapor.  
 Z - Fator de compressibilidade.  
 $z_i$  - Fração molar do componente  $i$  na carga de um sistema de separação.

## LETRAS GREGAS

- $\alpha_{ij}$  - Volatilidade relativa dos componentes i e j.  
 $\alpha_{LK}$  - Volatilidade relativa dos componentes chave leve e chave pesado de um sistema de separação.  
 $\Delta$  - Variação, estado final menos o estado inicial.  
 $\mu$  - Viscosidade.  
 $\omega_i$  - Fator acêntrico do componente i.

## TERMINOLOGIA

- Gás pobre - Ou gás residual; é a parcela do gás natural que não foi liquefeita. Normalmente é uma mistura de hidrocarbonetos com predominância de metano e etano.
- Gás rico - É o gás natural antes de ser processado.
- Óleo pobre - É o óleo de absorção antes de entrar em contato com o gás que será absorvido.
- Óleo rico - É o óleo de absorção após o processo de absorção do gás natural.
- Riqueza - É o teor percentual de hidrocarbonetos do gás natural com três ou mais átomos de carbono.
- Torre-21 - Refere-se à torre absorvedora da unidade, que tem como sigla oficial: Torre-20401. O 204 é o número da unidade de processo e o 01 é o número da torre. Nos desenhos aparece resumido como Torre-21 e nas simulações aparece como Torre201. Esta terminologia é seguida para os demais equipamentos da unidade de processo.

## RESUMO

O objetivo deste trabalho é montar uma simulação que reproduza as condições operacionais da Unidade de Processamento de Gás Natural, utilizando-a para otimizar energeticamente o processo em uma etapa posterior. Foi utilizado o simulador comercial HYSIM (versão 1.5, maio de 1991) da Hyprotech Ltd, em um micro-computador modelo 386, 640 KB de memória RAM. A unidade simulada pertence à PETROBRÁS (Petróleo Brasileiro S.A) e está montada na cidade de Aracaju, Estado de Sergipe, Brasil. A unidade utiliza o processo de absorção refrigerada e para ela está sendo feito um estudo de otimização energética, estudo este que passa pela redução do peso molecular do óleo de absorção. A simulação foi montada em um único arquivo, simulando 48 equipamentos e 16 válvulas da unidade. Para adaptar os tipos de operação oferecidos pelo simulador comercial à realidade dos equipamentos da unidade, foram criados mais 5 equipamentos além das operações de: ajustes, ciclos, divisões de fluxo, misturadores de fluxo e operações "SET". A simulação totalizou 84 operações e 116 correntes de fluxo e energia. Foi então desenvolvida uma metodologia para simulação de plantas reais utilizando-se um simulador comercial.

Para se aproximar ao máximo das posições reais de carga das torres e do perfil de composição nas bandejas das torres, introduziu-se as eficiências dos estágios reais, a partir de uma metodologia, desenvolvida neste trabalho, que tem o seu início na eficiência global da torre, utilizando as correlações empíricas de O'Connell. Em um processo iterativo no simulador, ajusta-se as eficiências globais das torres, depois trata-se cada estágio teórico como se fosse uma torre e repete-se o processo iterativo, achando as eficiências de cada pseudo-torre. Assume-se a eficiência de cada uma delas como sendo a eficiência do prato real central que a compõe. Traça-se uma curva de eficiências destes estágios reais, determinando as demais eficiências. Repete-se o

processo iterativo no simulador, até que a variação seja na terceira casa decimal das eficiências. Foram 133 bandejas estudadas quanto à eficiência, a partir das propriedades do líquido e do vapor, obtidas de maneira iterativa com o simulador.

Os resultados encontrados mostram diferenças médias em relação aos dados coletados em teste de corrida na unidade de: 1,5°C para temperaturas de termopares, 4,0 °C para temperaturas medidas com termômetros bimetálicos, 0,4 Kgf/cm<sup>2</sup> para pressão, 2,4% para vazões, 0,004 para as frações molares de gases e 0,009 para as de líquidos, o que foi considerado muito bom. Passou-se então a considerar esta estrutura de simulação utilizando as correlações de Peng-Robinson, como a base para as demais simulações de otimização energética do processo. Outras simulações foram feitas com as condições do projeto e utilizando também as correlações de Chao-Seader (utilizadas na época do projeto), para compará-las e identificar causas dos desvios operacionais em relação ao projeto.

O próximo passo do trabalho foi a aplicação da tecnologia PINCH de integração energética das correntes do processo, a qual demonstrou a possibilidade de economizar até 16,4 % da energia térmica do sistema. Novas simulações foram feitas alterando o "lay-out" do processo e com alternativas de otimização das torres de destilação e do forno. Chegou-se a uma possibilidade de se reduzir em 14% a energia térmica e de reduzir a potência absorvida das bombas em 44,2 Hp. Fazendo-se alterações no forno esta economia pode chegar a 22,4% na energia térmica e de 47,5 Hp na potência absorvida nas bombas.

Historicamente, o processo de absorção de gás natural utilizava óleos de absorção com peso molecular na faixa de 200 a 230 g/gmol, antes da década de 50. Com o desenvolvimento tecnológico passou-se a utilizar óleos de peso molecular cada vez menor. Em 1962 uma empresa dos Estados Unidos instalou em Catú, Estado



da Bahia, a primeira Unidade de Processamento de Gás Natural do Brasil, a qual utilizava o processo de absorção refrigerada a propano e com óleo de peso molecular de 144 g/gmol. Porém, este processo já era considerado ultrapassado no mundo e as unidades antigas estavam sendo adaptadas para trabalhar com óleo de peso molecular entre 120 e 140 g/gmol.

Em 1986, iniciou-se um estudo prático de redução do peso molecular do óleo, estudo este que foi desenvolvido na unidade de processamento de gás natural de Atalaia (UPGN-Ata), localizada na cidade de Aracaju. Esta redução foi lenta e gradual, chegando-se a um peso molecular de 118 g/gmol, após três anos de experiências e algumas alterações em equipamentos. Esta redução levou a uma redução no consumo de gás combustível e à auto-suficiência na reposição do inventário do óleo de absorção. Este peso molecular foi dado como o limite operacional, para o atual "lay-out" da unidade. Então resolveu-se estudar neste trabalho, a possibilidade de se reduzir o peso molecular do óleo, a ponto de se eliminar a torre desbutanizadora e utilizar o C<sub>5+</sub> (gasolina natural) como óleo de absorção.

Outras simulações foram desenvolvidas para a unidade operando com óleo de peso molecular de 92,9 g/gmol e 81,5 g/gmol, mas sem alterar a eficiência do forno original. A primeira apresenta uma possibilidade de se reduzir em 30,7% a energia térmica e em 160,6 Hp a potência absorvida das bombas e compressores e e em 30 Hp a dos ventiladores (aproximadamente 5,8% de redução na energia elétrica). A segunda simulação reduz 36,7% a energia térmica, mas aumenta 1154 Hp a potência das bombas e compressores e 30 Hp nos ventiladores (aproximadamente um aumento de 34,4% na energia elétrica).

Palavras chave: Gás Natural, Absorção refrigerada, Simulação de unidade de processo, Eficiência de estágio real, Óleo de absorção.

# CAPÍTULO I

## INTRODUÇÃO

O gás natural é uma fonte energética em ascensão no mundo e ele apresenta grande vantagem em relação aos combustíveis líquidos, principalmente em termos de poluição ambiental. Ele é constituído normalmente de hidrocarbonetos parafínicos e pequena quantidade de contaminantes. Apesar do gás natural ser usado em outros países como combustível a mais de 150 anos, no Brasil, somente de 40 anos para cá é que ele tem sido utilizado. Além de excelente combustível, ele tem várias aplicações na indústria petroquímica e química como matéria prima. Entre elas se destacam a produção de amônia, uréia e metanol. O processamento do gás natural têm dois objetivos: tratamento para retirada de impurezas e fracionamento da mistura, obtendo várias correntes de produtos. Existem vários processos para tratamento e fracionamento do gás natural, porém, até 1987 o Brasil só utilizava processos de absorção em suas unidades. O processamento de gás no Brasil é muito recente, nossa primeira unidade entrou em operação em 1962, com tecnologia ultrapassada que uma empresa dos Estados Unidos introduziu aqui. Durante 25 anos o Brasil parou na tecnologia de processamento de gás natural, apesar de na década de 80 ter aumentado muito o número de unidades. O Brasil não é um grande produtor de gás natural, nem possui grandes reservas, o que ajuda a justificar o atraso tecnológico de décadas, em relação ao mundo e a América Latina.

Como é inviável a substituição das unidades por unidades mais modernas, resta a tarefa de otimizá-las energeticamente para minorar os efeitos do atraso tecnológico no custo dos produtos finais. A unidade de processamento de gás natural de Atalaia, localizada na cidade de Aracaju no Estado de Sergipe, foi a primei-

ra unidade projetada pela Petrobrás e foi a escolhida para ser simulada neste trabalho, buscando-se a sua otimização energética.

O trabalho passa por diversas etapas de simulação:

1- O simulador utiliza operações que representam de maneira simplificada e padronizada os equipamentos de uma unidade. Logo, foi necessário utilizar de criatividade para se montar um conjunto destas operações que reproduzisse da melhor maneira os equipamentos reais da unidade, assim como lançar mão de operações de ajuste e de reciclo, as quais auxiliam no processo iterativo de convergência da simulação. Foi necessário identificar os locais do fluxograma, onde seriam colocadas estas operações. As simulações deveriam funcionar como se fosse o início de funcionamento real da unidade, ocasião onde não se conhece as correntes de fluxo e tem-se que considerá-las nulas, até se atingir a estabilidade.

2- simulação para reproduzir o projeto da unidade, utilizando as correlações de Chao-Seader (utilizada no projeto) e as de Peng-Robinson. Esta simulação têm o objetivo de descobrir as causas dos desvios da unidade em relação ao projeto e comparar as duas correlações.

3- Escolhida qual das duas correlações representa melhor o comportamento da unidade, simula-se a unidade buscando-se reproduzir os dados coletados em um teste de corrida em fevereiro de 1992. Para tanto, desenvolveu-se uma metodologia baseada nas correlações de O'Connell (eficiência global de torres), para determinar as eficiências dos pratos reais das torres da unidade.

4- Aplicação da tecnologia PINCH para integração energética dos permutadores de calor, otimização das torres e do forno.

5- A otimização energética da unidade através da redução do peso molecular do óleo de absorção, a qual teve início em um trabalho experimental na unidade, no meado da década de 80, reduzindo o peso molecular de 144 para 118 g/gmol ao longo dos anos de operação da unidade, com redução de gás combustível. Esta redução visa chegar ao peso molecular do  $C_{5+}$  (aproximadamente 73 g/gmol), utilizá-lo como o óleo de absorção e eliminar a torre desbutanizada do processo, ou utilizá-la para fracionar o GLP em dois novos produtos: propano e butanos.

## CAPÍTULO II

### GÁS NATURAL

#### II.1 COMPOSIÇÃO DO GÁS NATURAL

Gás natural é uma mistura de hidrocarbonetos e algumas impurezas: nitrogênio ( $N_2$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ), água ( $H_2O$ ), gás sulfídrico ( $H_2S$ ) (Beggs, 1991) ; hélio (He) (Katz and Lee, 1990); mercúrio (Hg) (Bingham, 1990). Quando os teores de gás sulfídrico e/ou dióxido de carbono são significantes (acima de  $5.7mg$  de  $H_2S/m^3$  de gás natural), o gás natural passa a ser considerado um gás azedo ou ácido (Katz and Lee, 1990). Antes de ser consumido como combustível ou matéria prima, o gás ácido tem que ser tratado, ou em outros termos, adoçado. Os hidrocarbonetos que geralmente ocorrem no gás natural são: metano, etano, propano, butanos, pentanos e pequenas quantidades de hexanos e alguns hidrocarbonetos mais pesados. O gás natural é normalmente considerado como uma mistura de hidrocarbonetos parafínicos, contudo, ocasionalmente, ocorre a presença de compostos cíclicos e aromáticos (Beggs, 1991), (Katz and Lee, 1990).

A composição do gás natural varia muito em função das características do reservatório de petróleo e das condições de separação nas instalações de superfície. Por exemplo: um gás produzido por um certo poço pode apresentar composições diferentes em dois vasos separadores que trabalhem em diferentes condições de separação.

## II.2 CLASSIFICAÇÃO DO GÁS NATURAL

Beggs (1991) classifica o gás natural em quatro tipos: gás associado, gás úmido, gás seco e gás de condensação retrógrada. As composições típicas de três destes tipos e de um gás associado dos campos de produção da bacia Sergipe-Alagoas estão na tabela II.1 e na figura II.1.

Tabela II.1 - Composição molar (%) típica de um gás. (Beggs, 1991) e manual de operação da UPGN-Atalaia.

Tipos de gases				
	Associado	Úmido	Seco	SE/ALA
Metano	27,52	59,52	97,17	80,30
Etano	16,34	5,36	1,89	11,01
Propano	29,18	4,71	0,29	4,99
Iso-butano	5,37	2,03	0,13	1,34
N-butano	17,18	2,39	0,12	1,25
Iso-pentano	2,18	1,80	0,07	0,43
N-pentano	1,72	1,61	0,05	0,25
Hexanos	0,47	2,60	0,04	0,43
Heptanos+	0,04	19,98	0,24	----

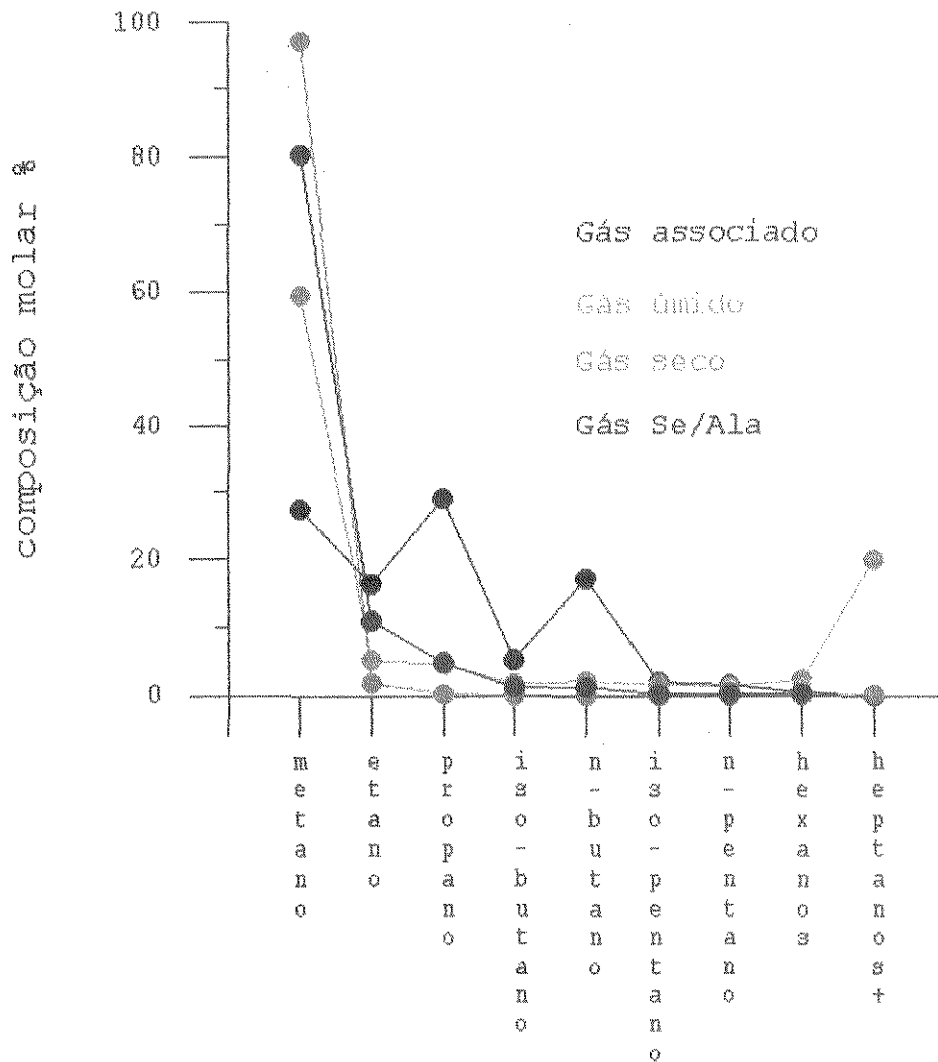


Figura II.1 - Composição molar (%) dos tipos de gases.

Gás seco - O fluido existe como gás tanto no reservatório como nos sistemas de superfície. O único líquido associado ao gás seco é a água. A figura II.2 mostra o diagrama de fase de um gás seco.

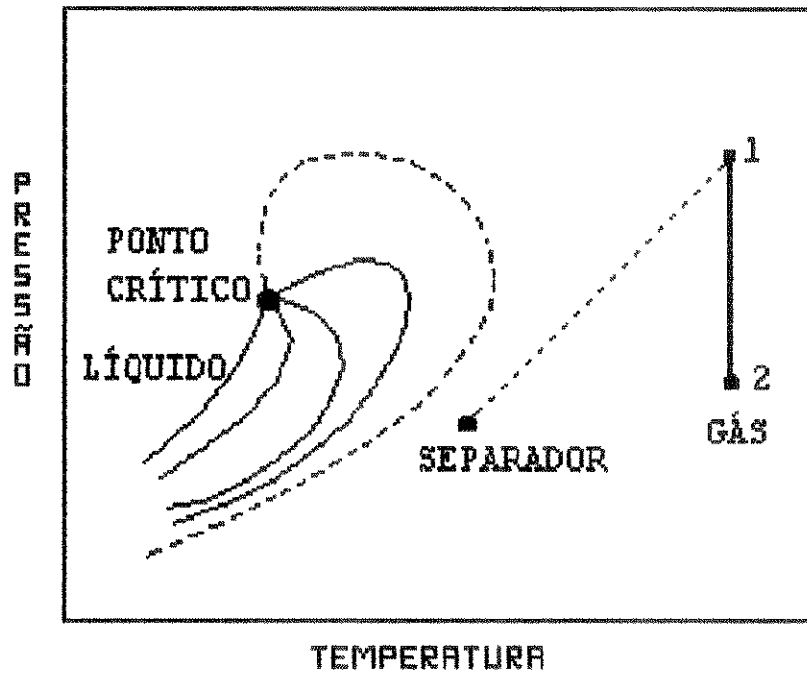


Figura II.2 - Diagrama de fase do gás seco.

Gás úmido - O fluido inicialmente existe como gás no reservatório e permanece neste estado ao longo do perfil de queda de pressão, porém condensa nas instalações da superfície no processo de separação devido à queda de temperatura. A figura II.3 mostra o diagrama de fase deste tipo de gás.

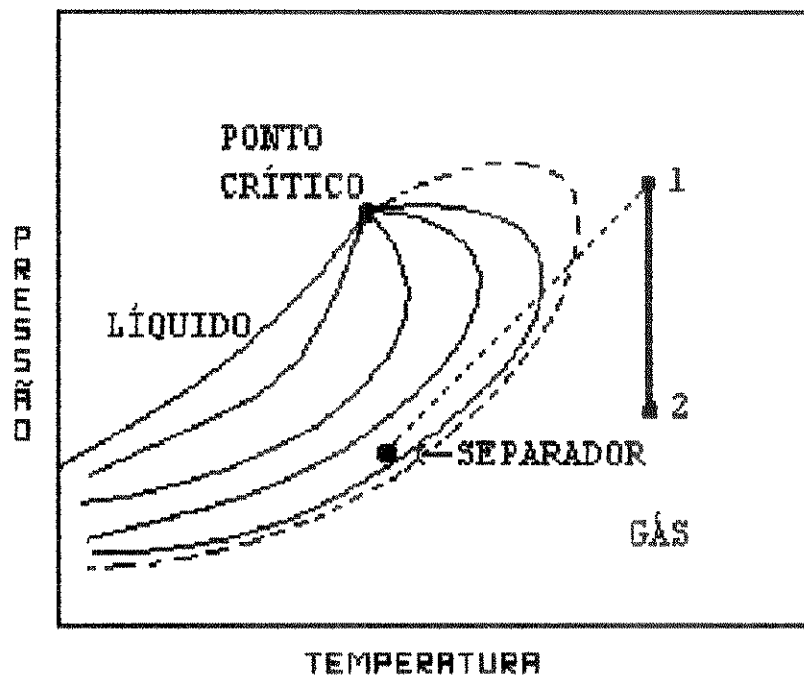


Figura II.3 - Diagrama de fase do gás úmido.

Gás de condensação retrógrada - O fluido existe como gás nas condições iniciais do reservatório. Com a queda da pressão na temperatura do reservatório a curva de ponto de orvalho é cruzada formando líquido no reservatório. O líquido também pode se formar no sistema de superfície. A figura II.4 mostra o diagrama de fase deste tipo de gás.

Os números 1,2 e 3 que aparecem nas figuras representam as condições do reservatório à medida que o mesmo vai produzindo hidrocarbonetos.



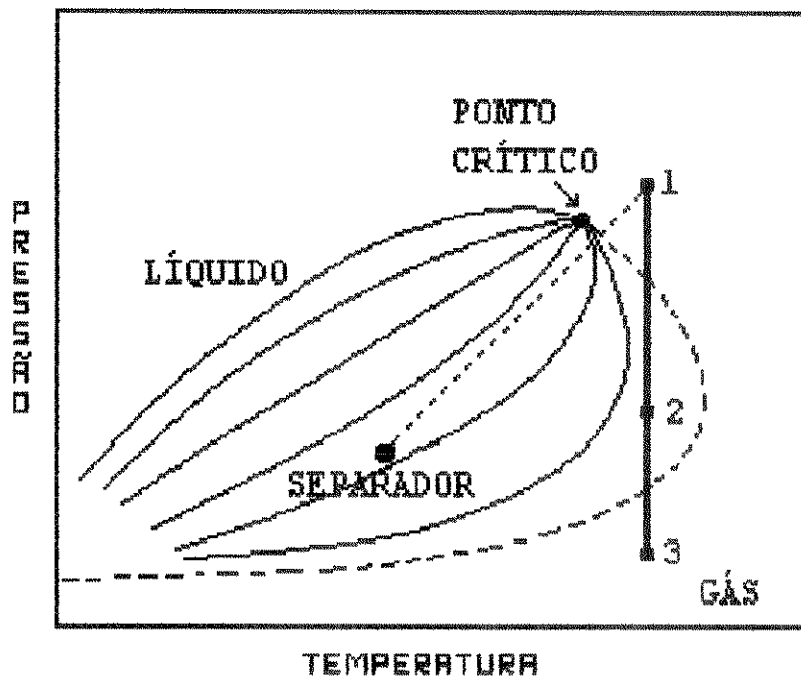


Figura II.4 - Diagrama de fase do gás de condensação retrógrada.

Gás associado - Muitos reservatórios existem onde o óleo está em equilíbrio com uma capa de gás, estando o óleo no ponto de bolha. Ao ser submetido a uma queda de pressão no processo de produção, os componentes do gás dissolvidos no óleo se desprendem gerando uma fase gasosa na superfície. A figura II.5 mostra os diagramas de fase do gás, do líquido e da mistura destes no reservatório.

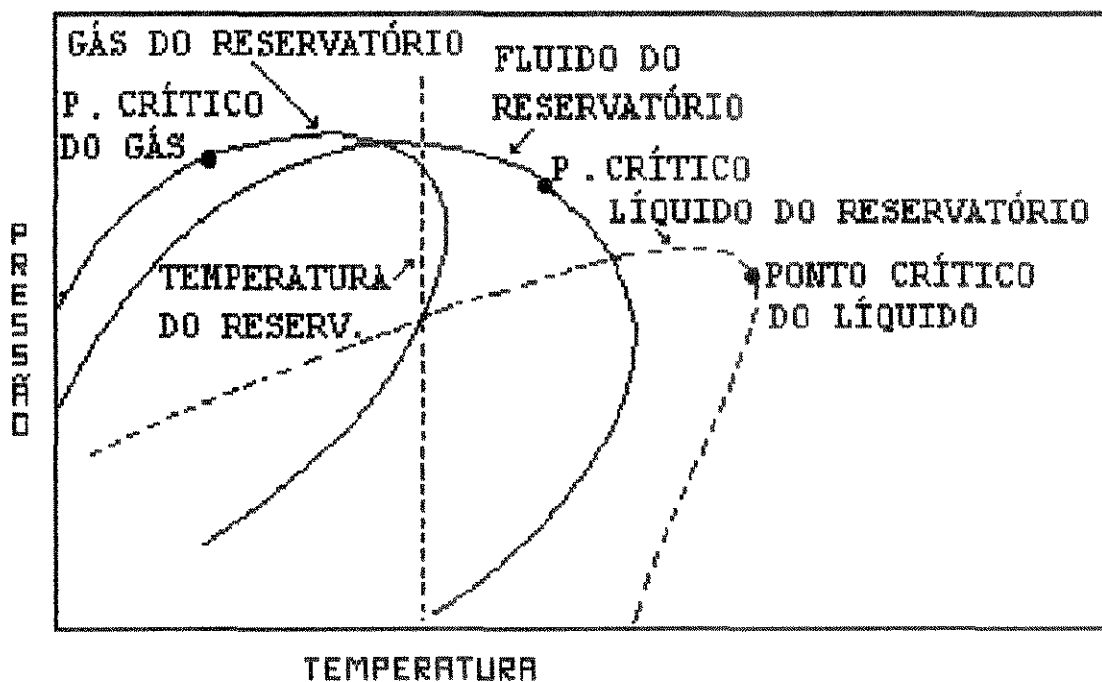


Figura II.5 - Diagrama de fase do gás associado ao óleo.

### II.3 USO DO GÁS NATURAL

O gás natural tem sido utilizado como combustível a mais de 150 anos (Beggs, 1991), porém só recentemente a grande demanda por ele proporcionou um grande desenvolvimento das reservas e da produção. A principal razão para este fato foi a grande dificuldade de armazenamento e transporte do gás natural, se comparado com os combustíveis líquidos. O desenvolvimento de tubulações e

compressores para grandes diâmetros e altas pressões aliado à tecnologia de armazenamento em reservatórios e em cavernas subterrâneas naturais (Katz and Lee, 1990) proporcionaram o aumento da oferta e do consumo, por se tratar de um combustível de queima mais eficiente no aproveitamento da energia e no baixo índice de poluição. Este desenvolvimento é mostrado pelo perfil de demanda energética dos Estados Unidos (Beggs, 1991) : em 1920 o gás natural participava com menos de 4% na matriz energética, em 1950 sua participação já era de 18% e em 1980 chegou a participar com 30% do consumo total de energia daquele país. No mundo, a participação média do gás natural na matriz energética é de 20%. O aumento da demanda proporcionou o aumento dos preços de venda do gás natural. Quando o gás era queimado nas tochas dos campos de produção dos Estados Unidos após a separação do óleo, o pouco gás vendido localmente chegava a preço de US\$0.07 por cada mil pés cúbicos, medidos na condição padrão de temperatura e pressão. Por volta de 1970 este preço atingiu US\$0.17/MSCF e em 1980 passou os US\$0.90/MSCF, chegando em certas áreas a US\$9.00/MSCF. No Brasil, dependendo da utilização dada ao gás, os preços variam entre US\$1.37 e US\$3.34/MSCF.

Nos Estados Unidos, assim como em outros países de inverno rigoroso, a demanda de gás natural como combustível aumenta muito nesta estação do ano, devido à dificuldade de queima dos combustíveis líquidos. Para isto, são necessários gasodutos de grandes diâmetros e grandes extensões para levar o combustível dos campos de produção até os locais de consumo. Para resolver o problema de demanda variável com as estações do ano e reduzir as redes de gasoduto, passou-se a se instalar plantas de liquefação de gás natural e tanques de estocagem a temperaturas em torno de -250 °F e, mais recentemente, estocado e transportado em enormes tanques isolados a pressão atmosférica em barcaças que levam o gás até as estações de vaporização e separação dos hidrocarbonetos, perto dos centros consumidores (Nelson, 1969).

Além do seu uso como combustível, o gás natural é utilizado como matéria prima nas plantas petroquímicas, principalmente para obtenção de amônia, uréia, metanol e eteno. O gás natural pode ser parcialmente queimado ou oxidado a grãos finos de carbono, ou gerar monóxido de carbono e hidrogênio. O carbono fino é utilizado em indústrias de borracha e até 1956 o gás natural era a maior fonte de produção de carbono fino nos Estados Unidos. A produção de monóxido de carbono e hidrogênio é utilizada para síntese de gasolina e outros produtos : metil, etil, propril, butil e amil alcool; acetaldeido, ácido acético, acetona, metil cetona, etil cetona (Nelson, 1969).

Outra crescente aplicação é o uso do gás natural como combustível automotivo, o que implica em desenvolvimento de tecnologia para armazenamento do gás em reservatórios de alta pressão, devido ao pouco espaço nos veículos.

## II.4 OCORRÊNCIA DO GÁS NATURAL

As reservas mundiais de gás natural têm crescido recentemente, porém em alguns países que primeiramente desenvolveram o mercado de gás natural, este comportamento é inverso: com a queda das reservas e grande produção. A tabela II.2 mostra que a parcela dos Estados Unidos nas reservas mundiais reduziu de 27,8% para 3,9% no período de 1967 a 1991, porém os Estados Unidos produziram em torno de 570 bilhões de metros cúbicos por ano, no período de 1975 a 1981, correspondendo a uma parcela de contribuição para a produção mundial decrescente, variando neste período de 42,6% a 34,6%. Já no período de janeiro a maio de 1986 a produção já era menor e equivalente a 493 bilhões  $m^3$ /ano, ou seja, 26,5% do gás produzido no mundo (Begg, 1991; Katz and Lee, 1990). Ver tabelas II.2 , II.3 , II.4 e II.5.

Tabela II.2 - Reservas provadas estimadas de gás natural no mundo, em trilhões de M<sup>3</sup> (Dados da tabela 1.1 Beggs, 1991).

Ano	Estados Unidos	Canadá	América Latina	Oriente Médio	África	Ásia	Europa Ocidental	Países comunistas	Total do Mundo
1967	8,19	1,23	1,83	6,09	4,48	0,92	2,51	4,25	29,50
1968	8,30	1,29	1,90	6,25	4,74	1,13	3,79	6,10	33,50
1969	8,14	1,35	1,78	6,34	4,77	1,49	4,00	9,71	37,58
1970	7,79	1,47	4,62	6,66	5,58	1,91	4,27	9,91	42,21
1971	8,23	1,51	2,07	10,03	5,42	1,60	4,18	12,46	45,50
1972	7,90	1,57	2,06	9,74	5,47	1,98	4,62	15,80	49,14
1973	7,54	1,50	2,24	9,75	5,35	2,87	5,05	18,82	53,12
1974	7,08	1,49	2,59	11,71	5,32	3,23	5,49	20,83	57,74
1975	6,72	1,61	2,84	19,05	8,92	3,28	5,74	23,96	72,12
1976	6,46	1,61	2,56	15,25	5,87	3,16	5,12	23,65	63,68
1977	6,12	1,65	2,56	15,19	5,92	3,40	4,02	26,99	65,85
1978	5,92	1,68	3,07	20,38	5,88	3,48	3,91	27,05	71,37
1979	5,67	1,67	3,20	20,69	5,28	3,39	4,06	26,76	70,72
1980	5,52	2,42	4,09	20,97	5,96	3,65	3,83	26,48	72,92
1981	5,64	2,47	4,53	21,31	5,90	3,58	4,51	27,02	74,96
1982	5,71	2,55	4,99	21,59	5,99	3,61	4,27	33,83	82,54
1983	5,78	2,75	5,28	21,80	5,36	4,14	4,44	36,36	85,91
1985	5,61	2,61	5,24	24,62	5,30	4,71	5,85	42,41	96,35
1986	5,58	2,82	5,36	24,24	5,62	4,86	6,41	43,78	98,67
1988	5,30	2,69	6,69	33,48	7,17	6,82	5,67	-----	-----
1989	4,67	2,67	6,62	34,73	7,55	7,02	5,44	-----	-----
1991	4,71	2,76	6,86	37,50	8,08	8,46	4,96	45,85	119,18

Tabela II.3 - Maiores reservas de gás natural do mundo em trilhões de M<sup>3</sup>, em primeiro de janeiro de 1986 e de 1989 (Dados obtidos da tabela 1.2 Beggs, 1991).

1986		1989	
1	União Soviética 43,90	1	União Soviética 42,48
2	Irã 12,74	2	Irã 14,16
3	Estados Unidos 5,25	3	Abu Dhabi 5,18
4	Catar 4,30	4	Arábia Saudita 5,14
5	Arábia Saudita 3,51	5	Estados Unidos 4,67
6	Argélia 3,00	6	Catar 4,62
7	Noruega 2,92	7	Argélia 3,23
8	Canadá 2,82	8	Venezuela 2,86
9	Abu Dhabi 2,55	9	Iraque 2,69
10	México 2,17	10	Canadá 2,67
11	Holanda 1,99	11	Nigéria 2,48
12	Venezuela 1,67	12	Indonésia 2,46
13	Indonésia 1,40	13	Noruega 2,33
14	Malásia 1,40	14	México 2,08
15	Nigéria 1,33	15	Holanda 1,73
16	Reino Unido 0,95	16	Malásia 1,47
17	China 0,85	17	Koweit 1,38
18	Iraque 0,79	18	China 1,00
19	Argentina 0,65	19	Argentina 0,77
20	Líbia 0,60	20	Líbia 0,72
21	Austrália 0,53	21	Índia 0,65
22	Paquistão 0,53	22	Reino Unido 0,59
23	Índia 0,50	23	Paquistão 0,51
	outros 6,33	24	Austrália 0,47
			outros 6,65

Tabela II.4 - Países produtores de gás natural em ordem decrescente de produção no período de janeiro a maio de 1986, produções médias em milhões de M<sup>3</sup>/dia (Dados obtidos da tabela 1.1 Katz and Lee, 1990).

1 União Soviética	1888,9	17 Itália	36,6	
2 Estados Unidos	1350,4	18 Irã	36,3	
3 Canadá	274,6	19 Paquistão	32,0	
4 Holanda	251,3	20 Emirados Árabes	26,2	
5 Reino Unido	160,7	21 Brunei	21,0	
6 México	97,8	22 Bahrein	17,5	
7 Argélia	94,2	23 Catar	16,4	
8 Romênia	93,8	24 Chile	15,6	
9 Indonésia	88,6	25 Brasil	15,5	
10 Outros comunistas	78,6	26 Índia	14,9	
11 Noruega	70,7	. .	. .	
12 China	49,7	. .	. .	
13 Alemanha Ocidental	48,9	. .	. .	
14 Argentina	48,7	64 Congo	0,1	
15 Venezuela	46,5	65 Guatemala	0,1	
16 Austrália	37,5	Total do Mundo	5093,5	

Tabela II.5 - Produção de gás colocada à venda no mundo, em bilhões M<sup>3</sup> (Dados obtidos da tabela 1.3 Beggs, 1991)

Ano	Estados Unidos	Canadá	América Latina	Oriente Médio	África	Ásia	Europa Ocidental	Países Comunistas	Total do Mundo
1975	569,5	87,1	49,1	40,7	19,0	26,6	169,0	376,0	1337,0
1976	565,1	86,9	48,8	42,3	25,7	33,2	179,7	419,2	1400,9
1977	567,1	91,5	52,8	42,7	26,0	37,6	184,2	416,9	1418,8
1978	565,7	88,6	57,0	44,7	31,6	41,6	188,3	448,0	1465,5
1979	579,8	103,3	73,9	46,0	29,1	51,8	194,5	554,8	1633,2
1980	577,1	75,6	93,4	34,6	25,1	72,5	188,9	596,7	1663,9
1981	571,4	74,3	91,4	43,4	55,1	78,3	195,6	544,0	1653,5

## II.5 CONCLUSÃO

O gás natural é uma mistura de hidrocarbonetos normalmente parafínicos, com presença de alguns contaminantes. Os contaminantes mais comuns são: água, dióxido de carbono, nitrogênio e gás sulfídrico. De acordo com as condições de formação de líquido no processo de produção, o gás natural é classificado como: seco, úmido, associado e de condensação retrógrada.

O gás natural tem sido utilizado como combustível a mais de 150 anos, porém, só do meio do século XX para cá houve um crescimento acelerado do seu uso como combustível e como matéria prima para vários processos químicos. Até o final da década de 60



os Estados Unidos tinham a maior reserva de gás natural do mundo, sendo ultrapassado na década de 80 pela União Soviética, Irã, Abu Dhabi e Arábia Saudita, em ordem decrescente de reserva de gás.

O Brasil não pode ser considerado um grande produtor de gás natural; em 1986 ocupava a vigésima quinta posição entre os maiores produtores, produzindo apenas 0,30% da produção mundial. Em reservas, a situação do Brasil é ainda pior, não fica entre os 25 países com as maiores reservas de gás. Isto se explica por ser a maioria do gás produzido associado à produção de petróleo. O Brasil não possui grandes reservas de gás não associado ao óleo e é um país importador de petróleo, o que o leva a produzir ao máximo seus campos de petróleo, mesmo que para isto não aproveite de imediato a produção do gás associado.

## CAPÍTULO III

### TECNOLOGIA DE PROCESSAMENTO DO GÁS NATURAL

#### III.1 OBJETIVOS

O maior interesse no processamento do gás natural está na recuperação de hidrocarbonetos líquidos, como gasolina ou hidrocarbonetos com alto grau de pureza: butano, propano, etano e misturas destes, pois sendo usados como matéria prima têm maior valor comercial que o gás usado como combustível (Nelson, 1969).

A obtenção de carbono fino e gás de síntese a partir do gás natural tem como objetivo a produção de vários produtos químicos : amônia, uréia, vários tipos de álcool, aldeídos, cetonas e polímeros (Nelson, 1969).

A gasolina obtida dos processos de liquefação do gás natural (gasolina natural ou  $C_{5+}$ ) necessita passar por uma reforma com catalizador de platina para melhorar sua baixa octanagem e é muito usada na época de inverno nos países frios, devido à sua pressão de vapor ser maior que a da gasolina comum, facilitando a vaporização (Nelson, 1969).

Como já mencionado anteriormente , o gás natural contém pequenas quantidades de contaminantes, alguns bastante prejudiciais às instalações de produção, processamento e distribuição: gás sulfídrico ( $H_2S$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ), água ( $H_2O$ ) e mercúrio. Logo, é necessário o processamento também para tratamento do gás natural. Katz and Lee (1990) propõem o esquema mostrado na figura III.1 para o fluxo do gás do poço ao consumidor. No entanto, vi-

sando a proteção das instalações e do meio ambiente, no Brasil, a Petrobrás faz o tratamento e/ou desidratação do gás antes do processamento para extração de hidrocarbonetos líquidos, segundo esquema proposto na figura III.2 (Beggs, 1991).

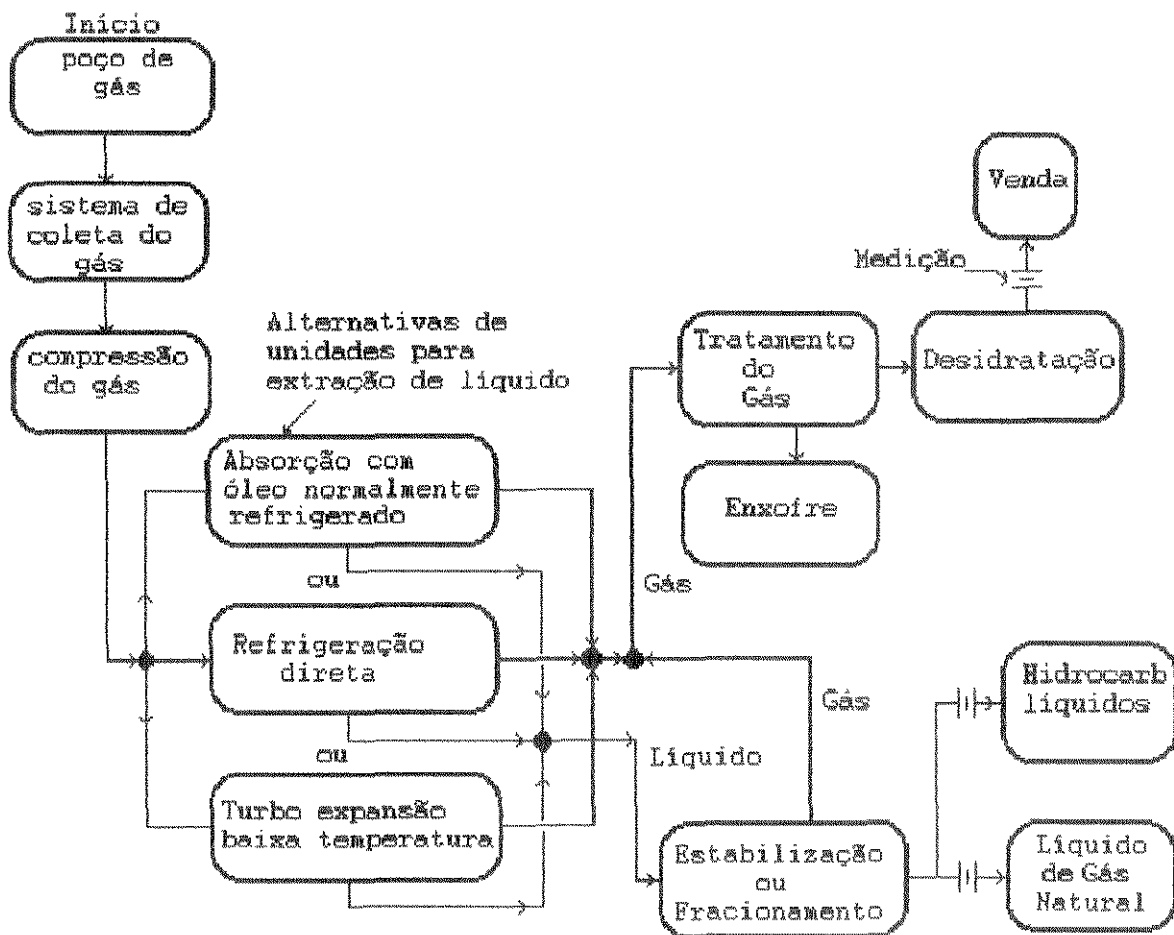


Figura III.1 - Fluxo do gás natural (sugerido na figura 15.1 de Katz and Lee, 1990)

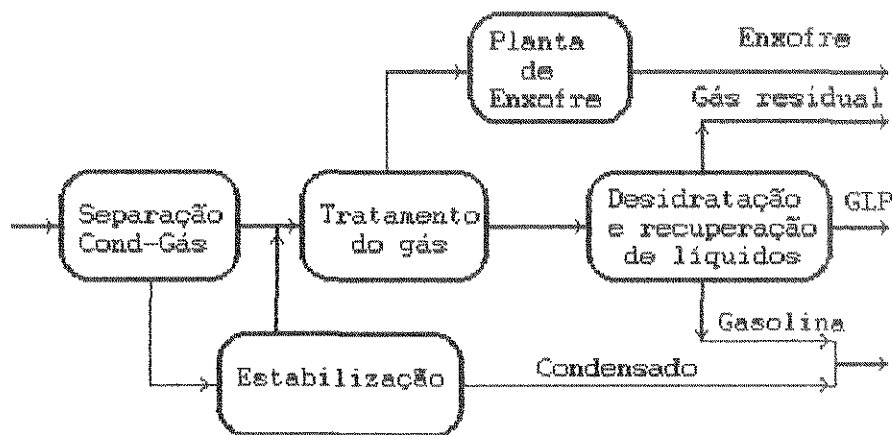
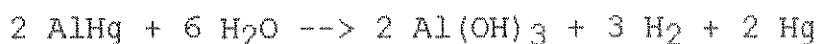
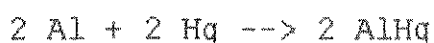


Figura III.2 - Esquema de fluxo de gás adotado pela Petrobrás (Figura 10.13, Beggs, 1991)

### III.2 TRATAMENTO DE GÁS

Geralmente o tratamento de gás é para a remoção de gás sulfídrico (H<sub>2</sub>S) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). Muito raramente ocorre a presença de mercúrio no gás natural, porém existem processos de remoção deste contaminante e um deles é mostrado na patente de número 4717399 dos Estados Unidos (Costandt and Princeton, 1988), que mostra um processo de adsorção de mercúrio do gás natural em fragmentos de alumínio, ou alumínio esponjoso, tratado com solução aquosa de cloreto de mercúrio ou nitrato de mercúrio. Além de muito tóxico, o mercúrio já provocou explosões de unidades que trabalhavam com equipamentos que continham alumínio, devido à reação de liberação de hidrogênio:



Trata-se de uma reação em cadeia por sempre ter-se o mercúrio como reagente e produto da reação. Pequena quantidade de mercúrio pode fazer um grande estrago em um equipamento de alumínio, (Bingham, 1990). No Brasil já foi detectada a presença de mercúrio no gás natural da bacia Sergipe-Alagoas e da bacia de Campos, Rio de Janeiro, mas nestes locais não existem unidades com equipamentos de alumínio e tão pouco unidades de remoção de mercúrio.

Os três principais problemas causados pelo gás sulfídrico ( $H_2S$ ) e pelo gás carbônico ( $CO_2$ ) são : toxidade, deposição de enxofre nas instalações e corrosão destas. Em baixas concentrações, o  $H_2S$  tem cheiro característico de ovo podre, porém a altas concentrações o sentido do olfato é paralizado rapidamente e o  $H_2S$  passa despercebido, o que o torna mais perigoso. O  $H_2S$  é mais pesado que o ar, com densidade relativa 1,19, portanto tendendo a se acumular nos locais mais baixos. O limite de concentração permitido para exposição do ser humano durante oito (8) horas é de 10 partes por milhão de volume de ar (10 ppm). Fora deste limite as consequências podem ser as seguintes:

- 10 a 100 ppm por 30 a 60 minutos provoca irritação da traquéia e dos olhos.
- 100 a 200 ppm por 2 a 15 minutos provoca a perda do olfato e exposições de 8 a 48 horas pode ser fatal.
- 200 a 500 ppm por 1 a 4 horas é fatal.
- 500 a 600 ppm por 30 a 60 minutos é fatal.
- 600 a 1500 ppm por 2 a 15 minutos é fatal.

A deposição de enxofre nas instalações provoca obstrução das tubulações e queda de rendimento de trocadores de calor, caldeiras e fornos. Esta deposição aumenta à medida que :

- O teor de  $H_2S$  aumenta no gás natural.
- O teor de  $C_{5+}$  diminui no gás natural.
- Inexistência de produtos aromáticos no gás natural.

- A pressão e a temperatura do fundo do poço de produção aumentam.
- A variação de pressão e temperatura aumenta entre o fundo e a cabeça do poço.

O depósito de enxofre pode ser minimizado através da injeção de solventes específicos nas instalações de produção e de processamento. Quanto à corrosão, o gás sulfídrico e o gás carbônico são ativos se somente estiverem em presença de água, a qual promove a reação com o ferro das instalações :



Um parâmetro utilizado para se ter idéia da existência da corrosividade é a pressão parcial do  $\text{CO}_2$ , ou seja, se a pressão do sistema multiplicada pela fração molar do  $\text{CO}_2$  no gás natural for superior a 30 psig a corrosão existe; se for menor do que 3 psig a corrosão é desprezível e entre 3 e 30 psig a corrosão tem possibilidade de ocorrer.

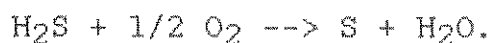
Existem vários processos para remoção de gás sulfídrico e /ou dióxido de carbono. A tabela III.1 mostra alguns dos agentes utilizados para a remoção do  $\text{H}_2\text{S}$ .

Tabela III.1 - Agentes de remoção de H<sub>2</sub>S (Nelson, 1969).

Nome	Reação	Regeneração
Soda cáustica	$2\text{NaOH} + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{Na}_2\text{S} + 2\text{H}_2\text{O}$	
Cal	$\text{Ca(OH)}_2 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{CaS} + 2\text{H}_2\text{O}$	
Óxido de ferro	$\text{FeO} + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{FeS} + \text{H}_2\text{O}$	Parcial com ar
"Seaboard"	$\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{S} \rightleftharpoons \text{NaHCO}_3 + \text{NaHS}$	Com ar
"Thylox"	$\text{Na}_4\text{As}_2\text{S}_5\text{O}_2 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{Na}_4\text{As}_2\text{S}_6\text{O} + \text{H}_2\text{O}$	$\text{Na}_4\text{As}_2\text{S}_6\text{O} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{Na}_4\text{As}_2\text{S}_5\text{O}_2 + \text{S}$
"Girbotol"	$2\text{RNH}_2 + \text{H}_2\text{S} \rightleftharpoons (\text{RNH}_3)_2\text{S}$	Com aquecimento
Fosfato	$\text{K}_3\text{PO}_4 + \text{H}_2\text{S} \rightleftharpoons \text{KHS} + \text{K}_2\text{HPO}_4$	Com aquecimento
Fenolato	$\text{NaOC}_6\text{H}_5 + \text{H}_2\text{S} \rightleftharpoons \text{NaHS} + \text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	Com aquecimento
Carbonato a vácuo	$\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{S} \rightleftharpoons \text{NaHCO}_3 + \text{NaHS}$	Com aquecimento a vácuo.

Também é utilizado monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) se existe presença de CO<sub>2</sub> e trietanolamina (TEA). Se dietileno glicol é adicionado na solução de amina e o processo é levado a baixa temperatura é possível a desidratação acoplada à desulfurização do gás (Chapin, 1947). Porém, a perda de amina e a corrosão tornam este processo acoplado impraticável (Katz and

Lee, 1990). O processo mais recomendado para o tratamento de um gás contendo gás sulfídrico e gás carbônico é o Sulfinol da Shell (Katz and Lee, 1990). É um processo que utiliza os princípios de absorção física e absorção química, com uma solução aquosa de sulfolane e diisopropanolamina (DIPA). No Brasil, existe uma unidade operando com este processo, no campo de produção de petróleo de Carmópolis, no Estado de Sergipe. As grandes unidades de tratamento de gás natural aproveitam o H<sub>2</sub>S removido para produzir enxofre, através da reação de oxidação (Katz et.al, 1959) :



A figura III.3 mostra um fluxograma típico de uma unidade de tratamento de gás natural para remoção de gás sulfídrico e gás carbônico.

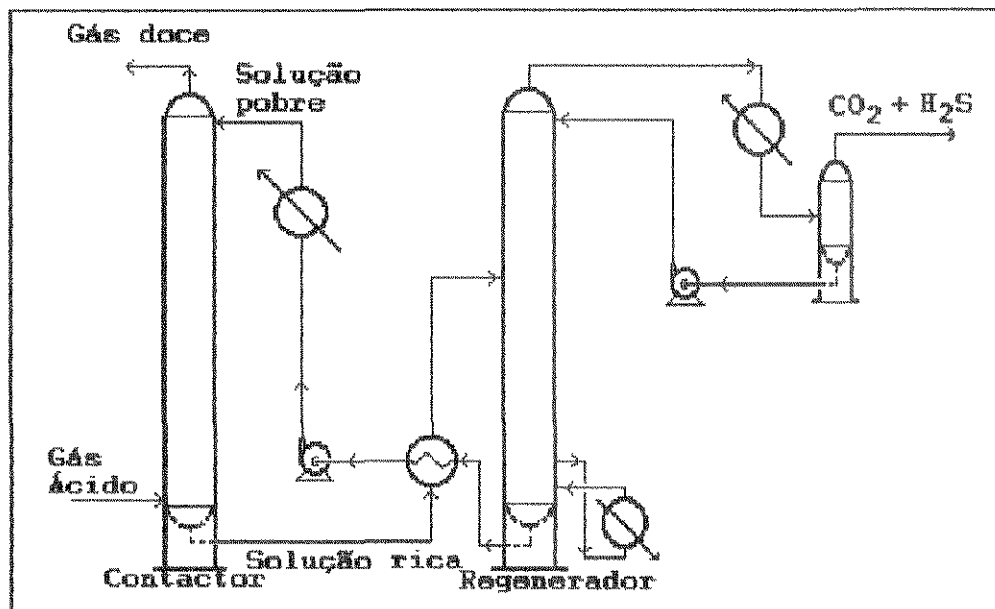


Figura III.3 - Fluxograma de uma unidade de tratamento de gás.



### III.3 DESIDRATAÇÃO DE GÁS

A desidratação do gás natural (Beggs, 1991; Katz and Lee, 1990; GPSA, 1972) é necessária por várias razões : para prevenir a formação de hidrato nas tubulações e equipamentos, para levar o gás a um ponto de orvalho requerido pelos contratos de venda de gás e para prevenir as reações de corrosão mencionadas anteriormente. O hidrato é uma estrutura cristalina que pode ter duas formas : cúbica centrada com uma pequena molécula de hidrocarboneto ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ) ou de  $\text{H}_2\text{S}$  com estrutura semelhante à do diamante e como segunda forma, 17 moléculas de água e uma de hidrocarboneto no centro (GPSA, 1972). Já segundo Nelson (1969), o metano se hidrata com 7 moléculas de água, o etano com 8 moléculas, o propano com 18 moléculas e o  $\text{CO}_2$  com 7 moléculas. Ele apresenta as condições aproximadas de formação do hidrato em função da densidade do gás natural (ver tabela III.2). As condições primárias para a formação do hidrato são: o gás deve estar no ponto de condensação da água ou abaixo dele, com água livre presente; deve estar a baixa temperatura e deve estar a alta pressão. Outras condições secundárias são: alta velocidade de fluxo, oscilação de pressão, qualquer tipo de agitação e introdução de um pequeno cristal de hidrato. Os processos de desidratação do gás envolvem várias técnicas diferentes:

- 1 - Absorção utilizando líquidos dessecantes.
- 2 - Adsorção utilizando sólidos dessecantes.
- 3 - Injeção de inibidores da formação de hidrato.
- 4 - Expansão com refrigeração.

Tabela III.2 - Pressão de formação de hidrato (Psia)

Temperatura	Densidade relativa ao ar			
	0,55	0,70	0,80	0,90
35	430	120	100	---
40	600	165	140	110
45	800	230	192	150
50	1100	320	265	230
55	1500	450	380	330
60	2100	680	580	500
65	2950	1000	890	780
75	----	3100	2600	2200

1 - O processo de absorção utiliza normalmente um dos seguintes glicóis: o monoetileno glicol (MEG), o dietileno glicol (DEG) e o trietileno glicol (TEG). O TEG mostra-se mais econômico por apresentar menor perda por vaporização na etapa de regeneração e maior taxa de absorção com maior depressão no ponto de orvalho do gás natural. O processo de absorção é utilizado quando se necessita uma redução do ponto de orvalho do gás na faixa de 60 a 120 °F. A figura III.4 mostra um fluxograma típico de um processo de desidratação por absorção.

2 - Os sólidos dessecantes mais utilizados no processo de adsorção são : bauxita, alumina ativada, sílica gel e peneira molecular (Zeólitas). Este processo de adsorção é mais eficiente que os demais, pois consegue reduzir bastante o ponto de orvalho do gás natural : a sílica gel produz um gás desidra-

tado com 10 ppm de água; a alumina reduz o ponto de orvalho do gás para temperaturas abaixo de  $-100^{\circ}\text{F}$ ; a peneira molecular consegue produzir um gás com 1 ppm de água. Devido ao custo operacional deste processo ser maior do que o do processo de absorção, ele somente é utilizado quando necessitasse levar o gás a temperaturas criogênicas. A figura III.5 mostra um fluxograma de uma unidade de adsorção de água.

- 3 - Em processos onde o gás necessita ser refrigerado a baixas temperaturas, porém sem chegar à criogenia, é necessária a injeção de inibidores de hidratos. Os glicóis são os mais utilizados por terem a capacidade de baixar o ponto de congelamento da água e de formar solução aquosa pouco solúvel em hidrocarbonetos, facilitando assim a sua posterior separação e regeneração. A medida que se necessita menores temperaturas para o gás deve-se trocar o TEG pelo DEG e este pelo MEG, isto porque a taxa de crescimento da viscosidade do TEG é maior do que a do DEG, que por sua vez é maior que a do MEG. Alta viscosidade prejudica a perfeita aspensão do glicol nos trocadores de calor que irão refrigerar o gás, além de provocar aumento da perda de carga nas tubulações. O metanol é outro inibidor que pode ser utilizado, porém sua regeneração é mais difícil e a perda por vaporização é muito grande, além de ser um produto muito tóxico.

O processo de injeção de glicol com posterior regeneração será mais detalhado no próximo capítulo.

- 4 - A expansão refrigerada do gás natural para remoção de água pode ser acompanhada de injeção de inibidor ou não, dependendo das condições de pressão e temperatura atingirem ou não o ponto de formação de hidratos. A expansão ou redução de pressão do gás natural provoca a redução da temperatura (processo isoentálpico), de maneira que a água condensa com ou sem alguns hidrocarbonetos. Se a condição de formação de hidrato for atingida é necessária a injeção de inibidor que será se-

parado do gás posteriormente. A figura III.6 mostra um fluxograma deste tipo de processo de desidratação.

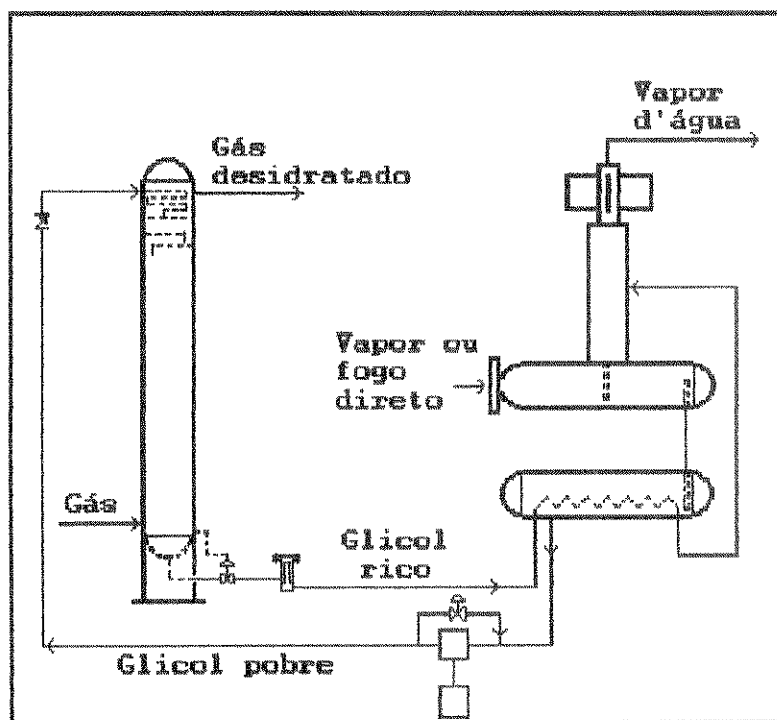


Figura III.4 - Fluxograma típico de uma unidade de desidratação de gás por absorção com glicol.

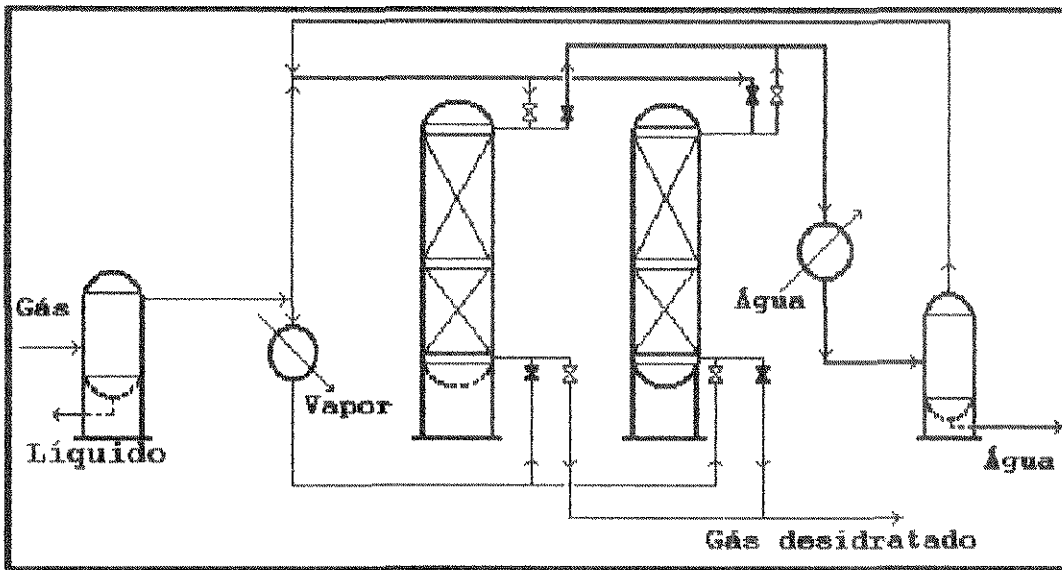


Figura III.5 - Fluxograma típico de uma unidade de adsorção de água.

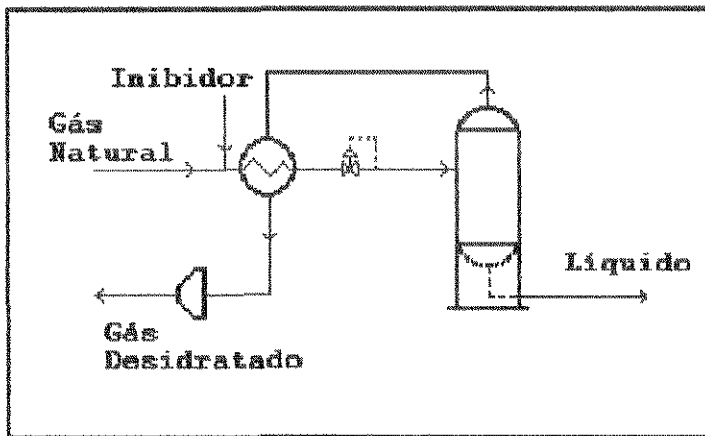


Figura III.6 - Fluxograma típico de uma unidade de desidratação de gás por expansão.

### III.4 OBTENÇÃO DE LÍQUIDOS DO GÁS

A liquefação do gás natural pode ser total ou parcial, dependendo do destino final a ser dado aos hidrocarbonetos constituintes do gás e da localização do campo de produção em relação ao mercado consumidor. A história nos mostra que o processamento do gás natural para remoção de líquidos começou com processos de adsorção em leitos de carvão de lenha e com absorção utilizando óleo pesado, com peso molecular na faixa de 200 a 230 g/gmol. Estes processos tinham como objetivo a remoção de hidrocarbonetos pesados que poderiam condensar em tubulações, provocando altas perdas de carga nos sistemas de distribuição, ou mesmo para aproveitamento da gasolina natural. A figura III.7 mostra um fluxograma de uma unidade de absorção e a figura III.8 mostra um fluxograma de uma outra unidade com estabilização da gasolina natural (Nelson, 1969; Katz and Lee, 1990). Com o desenvolvimento da indústria petroquímica e o aumento no consumo de combustível doméstico, a demanda por etano e propano aumentou. Isto levou ao aprimoramento no processo de absorção para se recuperar butanos, propano e etano do gás natural. Assim foram introduzidos nas plantas de absorção os ciclos de refrigeração do gás com injeção de glicol para inibir formação de hidratos. Este novo processo (absorção refrigerada) possibilitou aumentar a recuperação de propano de 25 para 90%. A figura III.9 mostra um fluxograma simplificado deste tipo de processo e mais detalhes serão vistos no próximo capítulo. Outros processos foram sendo desenvolvidos em busca de redução de investimentos ou busca de maior recuperação de propano e etano. Fora o processo de absorção os mais utilizados no mundo são: os de refrigeração direta e os de expansão.

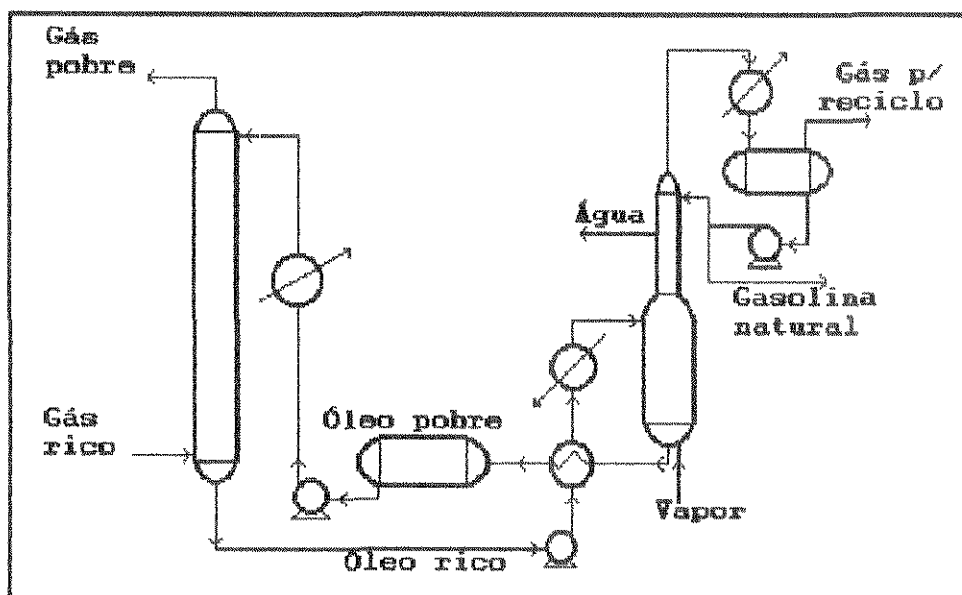


Figura III.7 - Fluxograma de uma unidade de absorção para recuperação de hidrocarbonetos pesados.

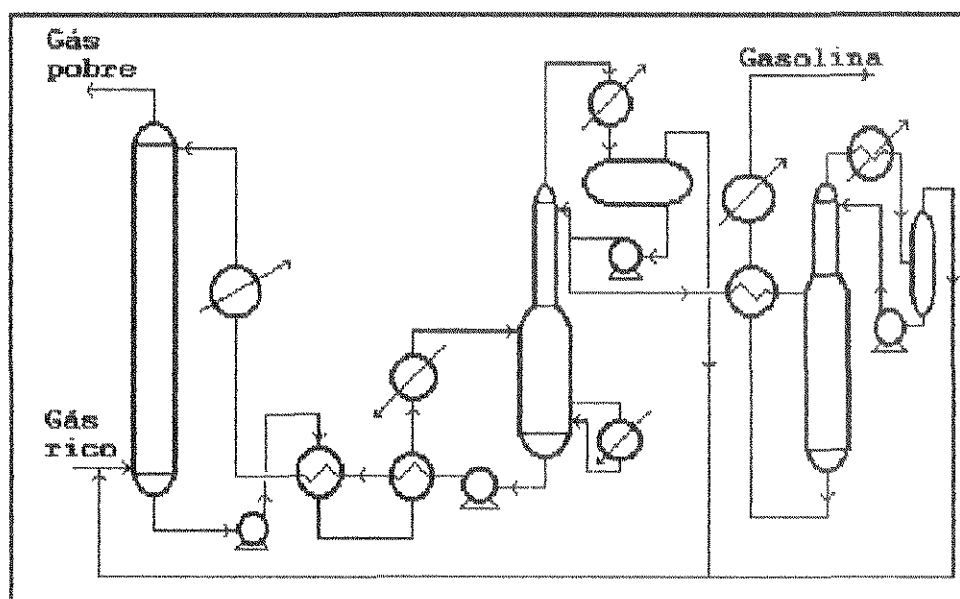


Figura III.8 - Fluxograma de uma unidade de absorção com uma torre de estabilização de gasolina.

Pode-se verificar nas figuras III.7 e III.8, que as unidades de absorção que dominavam o processamento de gás na década de cinquenta precisavam de bombas para movimentar tanto o óleo pobre como o óleo rico, ou seja, a diferença de pressão entre as torres era tão pequena que não permitia o fluxo sem bombeamento. Isto porque as pressões de trabalho eram baixas. Com o aumento na demanda de hidrocarbonetos leves e o desenvolvimento da indústria, passou-se a utilizar equipamentos para maiores pressões de trabalho e óleos de absorção mais leves, com peso molecular na faixa de 120 a 140 g/gmol (Katz and Lee, 1990).

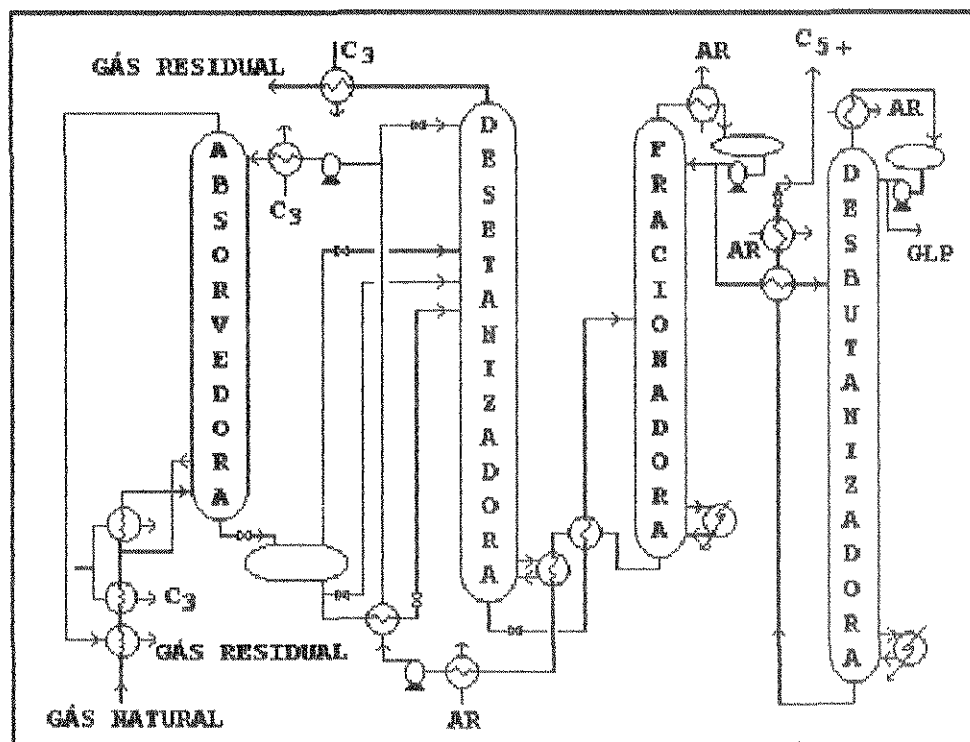


Figura III.9 - Fluxograma simplificado do processo de absorção refrigerada (Manual de Operação UPGN-ATA)



A economia de escala para unidades de absorção refrigerada (relação de custo = (relação de capacidade)<sup>0,6</sup>) tem levado ao uso dos processos de refrigeração e de expansão para unidades pequenas ou com baixa riqueza do gás natural (baixo teor de propano e hidrocarbonetos mais pesados). Mas as grandes unidades de absorção refrigerada também estão perdendo espaço para as unidades de Turbo-expansão, expansão em turbinas que aproveitam energia para mover compressores ou gerar energia elétrica. As unidades de refrigeração direta, as unidades de expansão isoentálpica (processo Joule-Thomson) e as mistas destes dois processos apresentam recuperação de propano menor que as unidades de absorção refrigerada, porém apresentam custos bem menores para o investimento, para a operação e para a manutenção. Já as unidades de turbo-expansão (expansão próxima a uma expansão isoentrópica) apresentam recuperações de propano em torno de 98% e de 75% de etano, com menores custos de investimento, operação e manutenção. A figura III.10 mostra o fluxograma de uma unidade de refrigeração direta, a figura III.11 mostra o fluxograma de uma unidade de expansão isoentálpica refrigerada e a figura III.12 mostra o fluxograma de uma unidade de turbo-expansão.

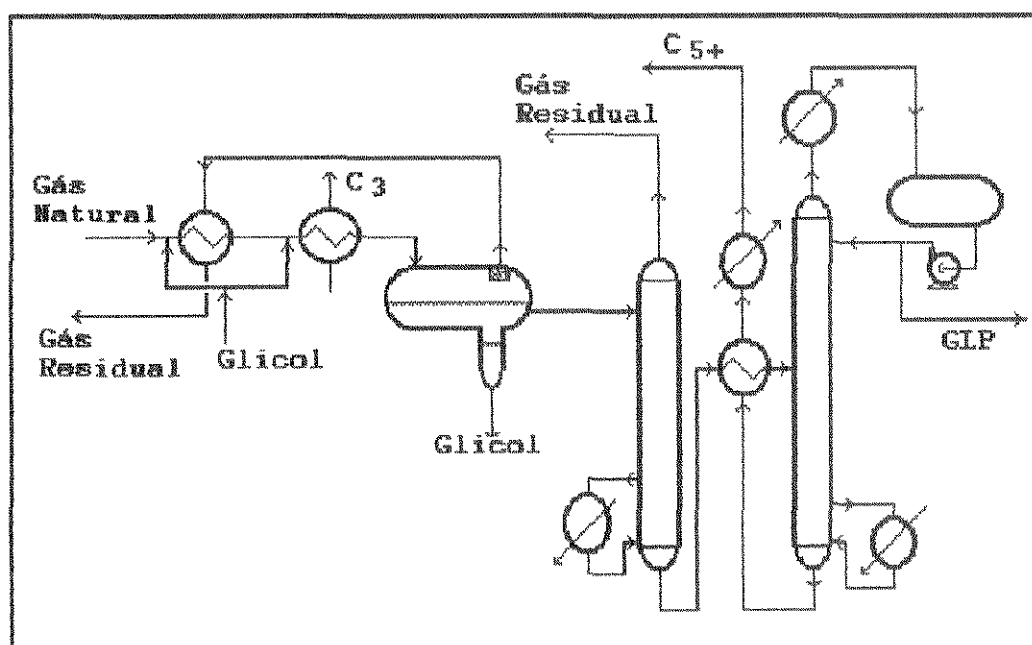


Figura III.10 - Fluxograma de uma unidade de refrigeração de gás natural.

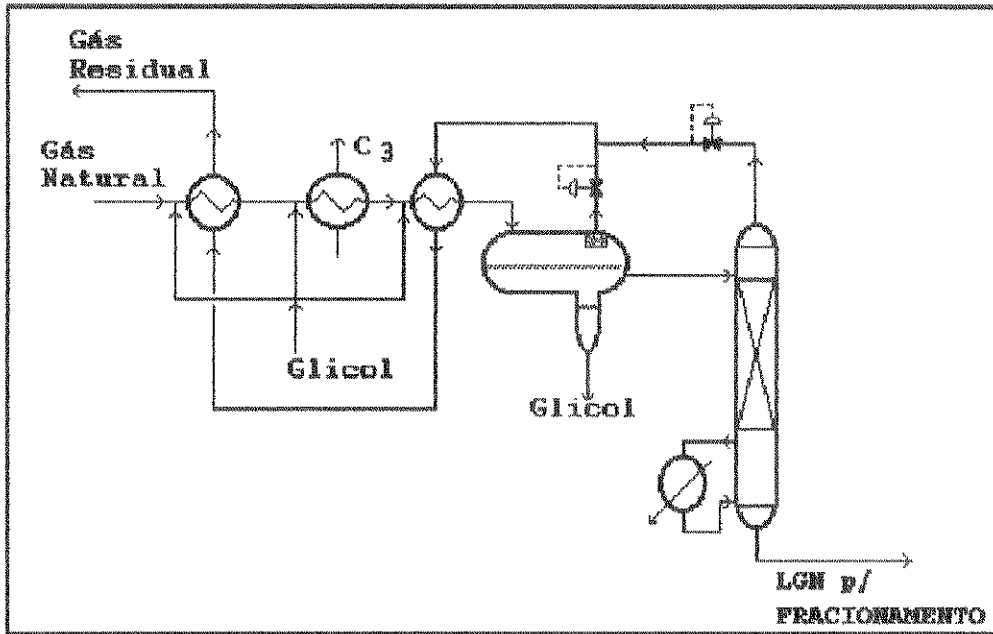


Figura III.11 - Fluxograma de uma unidade de expansão isoentálpica refrigerada a propano. (Manual de operação da UPGN-Cp).

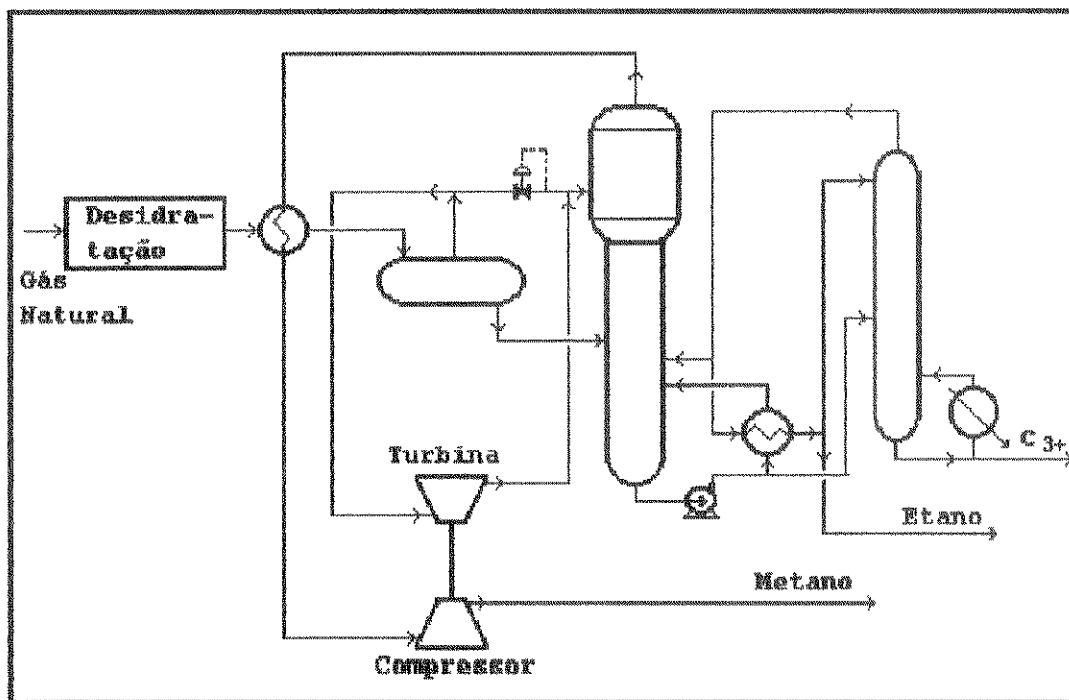


Figura III.12 - Fluxograma de uma unidade de turbo-expansão.

Em 1979, quando estava sendo construída a unidade de processamento de gás natural de Atalaia (UPGN-ATA), a situação do processamento de gás na América Latina era a seguinte : existiam quarenta unidades de processamento de gás com capacidade nominal total de processar 72,2 milhões de metros cúbicos por dia, sendo que no Brasil haviam duas unidades (no Estado da Bahia) com capacidade total de 3,5 milhões de m<sup>3</sup>/dia, ou seja, 4,8% da capacidade total da América Latina; existiam 3 unidades de fracionamento de LGN (líquido de gás natural) sendo uma no Brasil, na Refinaria Landulfo Alves ( Estado da Bahia); estavam sendo construídas ou ampliadas 13 unidades na América Latina, sendo uma no Brasil, no Estado de Sergipe e no mundo estavam sendo construídas 91 unidades para produção de hidrocarbonetos líquidos. A América Latina sem o Brasil produzia 159,9 milhões de m<sup>3</sup>/dia processando 43,6 milhões m<sup>3</sup>/dia (27,3% da produção e 63,5% da capacidade de processamento), o Brasil produzia 6,0 milhões m<sup>3</sup>/dia processando 3,5 milhões de m<sup>3</sup>/dia (58,3% da produção e 104,2% da capacidade de processamento). Com a entrada em operação da unidade de Sergipe (31 de março de 1981), o Brasil passou a ter capacidade nominal de processar 5,5 milhões de metros cúbicos por dia, em torno de 90% do gás produzido. Ver tabelas III.3, III.4 e III.5, (Petróleo Internacional, março 1980).

Na década de oitenta, a produção do gás natural no Brasil teve um crescimento muito grande em relação à produção do final da década de setenta, 168% de acréscimo, chegando a 16 milhões de m<sup>3</sup>/dia. Todavia o processamento de gás teve um aumento ainda maior, passou sua capacidade de 3,5 milhões m<sup>3</sup>/dia para 12,3 milhões de m<sup>3</sup>/dia ( 76,9% do gás produzido), um aumento de 251%. Já nesta década de noventa, o crescimento está sendo muito pequeno na produção, o que fez com que somente uma unidade de processamento de gás tenha sido construída nestes 5 últimos anos, ver tabela III.6.

Tabela III.3 - Produção de gás natural em 1979  
no hemisfério ocidental.

País	Produção MM m <sup>3</sup>
Estados Unidos	566394,8
Canadá	103271,0
México	27609,7
Venezuela	11498,2
Argentina	6845,1
Trinidad	4661,6
Equador	4514,3
Bolívia	3469,3
Colômbia	3293,7
Brasil	2180,7
Perú	1166,8

Tabela III.4 - Número de plantas em construção  
ou em expansão no mundo.

Local	1978	1979
Estados Unidos	33	33
Oriente médio	8	14
América Latina	12	13
África	9	12
Canadá	10	10
Europa	4	6
Ásia-Pacífico	1	3
Total	77	91

Tabela III.5 - Capacidade de processamento, gás processado e produção de LGN na América Latina, em janeiro de 1979

País	Capacidade Nominal MM m <sup>3</sup> /D	Volume processado MM m <sup>3</sup> /D	produção de líquidos m <sup>3</sup> /D	Tipo de processo
México	8,5	7,9	2876,6	Criogênico-J.Thomson
	15,6	14,5	2876,6	Absorção refrigerada
	5,7	5,2	4277,0	Criogênico-J.Thomson
	5,7	5,1	2282,4	Absorção refrigerada
	5,2	4,2	3610,9	Criogênico-J.Thomson
	5,4	5,1	1074,9	Criogênico-J.Thomson
	6,2	5,7	1779,0	Absorção refrigerada
	7,8	6,6	3739,6	Criogênico-J.Thomson
	14,5	14,8	3009,1	Absorção refrigerada
Total	74,6	69,1	25526,1	
Venezuela	2,5	0,8	1161,4	Criogênico-J.Thomson
	4,2	2,4	231,7	Refrigeração
	4,7	3,0	877,5	Criogênico-expansor
	11,6	10,7	100,7	Compressão
	5,9	4,3	20,1	Absorção
	12,0	6,4	2195,9	Refrigeração
	12,0	11,3	1913,9	Refrigeração
	4,6	1,4	273,3	Refrigeração
	4,2	2,2	357,0	Absorção
	1,6	0,7	80,2	Absorção
	1,2	0,3	47,7	Absorção
	0,4	0,3	8,7	Compressão
	0,5	0,1	7,6	Absorção
	1,3	0,2	98,0	Absorção
	4,2	2,5	553,0	Absorção Refrigerada
1,0	0,5	90,5	Absorção	
Total	71,9	47,1	8017,2	

Continuação

País	Capacidade Nominal MM m <sup>3</sup> /D	Volume processado MM m <sup>3</sup> /D	produção de líquidos m <sup>3</sup> /D	Tipo de processo
Chile	4,0	4,0	488,7	Absorção refrigerada
	9,9	8,5	1264,7	Criogênico-expansor
Total	13,9	12,5	1753,4	
Bolívia	5,4	3,1	37,9	Absorção
	8,0	7,6	85,6	Absorção
Total	13,4	10,7	123,5	
Argentina	0,5	0,6	83,3	Absorção refrigerada
	1,0	0,2	48,8	Absorção refrigerada
	0,5	0,5	77,2	Absorção refrigerada
	5,0	3,6	388,4	Absorção refrigerada
	1,0	1,0	25,0	Refrigeração
	ND	0,1	4,9	Não disponível
Total	8,0	6,0	627,6	
Brasil	2,0	2,0	410,3	Absorção refrigerada
	1,4	1,6	500,4	Absorção refrigerada
Total	3,4	3,6	910,7	

Tabela III.6 - Unidades de processamento de gás natural para obtenção de hidrocarbonetos líquidos, no Brasil

UPGN Nome	Capacidade nominal MM M <sup>3</sup> /d	Em operação mes/ano	Tipo do processo
Catu	1,40	Dez/1962	Absorção refrigerada
Candeias	2,00	Dez/1970	Absorção refrigerada
Atalaia	2,00	Mar/1981	Absorção refrigerada
Rio de Janeiro 1	2,00	Nov/1983	Absorção refrigerada
Lagoa Parada	0,35	Nov/1983	Refrigeração
Guamaré	2,00	Nov/1985	Absorção refrigerada
Asfor	0,15	Abr/1987	Absorção refrigerada
Cabiunas	0,56	Jun/1987	Absorção refrigerada
Rio de Janeiro 2	2,00	Jul/1987	Turbo-expansão
Carmópolis	0,35	Abr/1989	Expansão-J.Thomson refrigerada
Urucu	0,66	Jan/1993	Absorção refrigerada
Total	13,47		

### III.5 LIQUEFAÇÃO TOTAL DO GÁS NATURAL

A grande dificuldade para se ampliar o uso do gás natural sempre foi a estocagem do produto. Para se trazer o gás dos campos de produção até o mercado consumidor eram necessários grandes gasodutos e energia de compressão. Sem estocagem, quando um consumidor parava de receber o gás, o único caminho era jogar o gás natural para as tochas dos campos de produção, diminuindo o índi-

ce de aproveitamento do produto e aumentando o desperdício de energia. A saída para este problema era desenvolver uma tecnologia de armazenamento do gás. O armazenamento em cavernas naturais resolveu o problema de queima do gás no caso de falta de consumo, porém, não resolveu o problema do transporte do gás em grandes gasodutos. Foi então que se resolveu liquefazer o gás natural, reduzindo o seu volume em mais de 600 vezes, através do abaixamento da temperatura. Em torno de 1914, pela primeira vez nos Estados Unidos se deu atenção comercial para a liquefação total do gás natural com objetivo de estocagem e transporte em barcaças, quando Godfrey Cabot requereu patentes referentes a estes assuntos. Porém, só em 1940 foi construída a primeira planta piloto e em 1941 entrou em operação em Cleveland a primeira planta comercial de liquefação do gás natural (GNL), que só operou até 1944, devido a um grande acidente por ruptura de um tanque de armazenamento. Nos anos cinquenta, Willam Wood Prince e Willard Morrison construíram nos Estados Unidos unidades de liquefação com enormes tanques de armazenamento de gás em grandes barcaças, para levar gás natural através do rio Mississippi para a área de consumo em Chicago, porém tiveram a licença do projeto cancelada por falta de segurança das instalações. Em 1959 ocorreu a primeira exportação de gás natural liquefeito, levando gás de Louisiana para o Reino Unido e a primeira importação dos Estados Unidos ocorreu em 1968, quando a Companhia de Gás de Boston recebeu GNL da Argélia. Em 1969 teve início o primeiro grande contrato de exportação para levar GNL do Alasca para o Japão, através da Phillips Petroleum Company e da Marathon Oil Company. Na década de 70 houve um aumento muito grande na demanda de gás natural no mundo e os Estados Unidos se viram em situação desfavorável, aumento da produção com queda das reservas, resolveram importar durante alguns anos GNL da Argélia (Dermott, 1973).

Este grande crescimento no uso do gás natural fez com que se desenvolvesse vários processos de liquefação de gás natural, atingindo temperaturas da ordem de  $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$  para armazenar o GNL



na pressão atmosférica. Isto exige tecnologia avançada na área de estrutura de materiais, visto que a baixas temperaturas os metais tendem a perder a ductilidade e se tornarem quebradiços. As dezenas de processos existentes sempre envolvem ciclos de refrigeração e/ou expansões em turbo-máquinas ou em válvulas. O GNL é gaseificado de acordo com o consumo, perto dos centros de consumo. Esta gaseificação pode ser total ou parcial, dependendo das necessidades de separação dos hidrocarbonetos para diversos usos.

No Brasil ainda não existem unidades de GNL, mas já se pensa em uma unidade para aproveitamento do gás natural dos campos da selva Amazônica, que seria transportado em barcaças e gaseificado no início do gasoduto Nordesteão, que atualmente leva gás natural do Rio Grande do Norte até a cidade do Cabo no Estado de Pernambuco.

### III.6 CONCLUSÃO

O processamento de gás natural tem como objetivo fornecer hidrocarbonetos líquidos ou gasosos para utilização como combustível doméstico e industrial e como matéria prima para vários processos químicos, principalmente nas áreas de fertilizantes, plásticos e borrachas. Para tal o gás passa por etapas de tratamento, fracionamento e/ou condensação total. O tratamento é para retirada dos contaminantes, como o nitrogênio, o dióxido de carbono, o gás sulfídrico, a água, o mercúrio, etc... O fracionamento do gás atinge diferentes níveis, dependendo dos produtos requeridos pelo mercado. No Brasil normalmente o fracionamento é para obtenção de combustível doméstico (GLP) e para retirada dos hidrocarbonetos pesados do gás fornecido para a indústria de fertilizantes (amônia e uréia).

O processamento de gás natural no Brasil teve início na década de 60, quando os americanos introduziram aqui, o que tinham de mais ultrapassado na sua tecnologia: unidade de absorção refrigerada. No final da década de 70, países da América Latina como o México e a Venezuela já possuíam unidades modernas de expansão em turbina, processo que o Brasil só veio a utilizar no final da década de 80, quando a grande maioria de suas unidades já tinha sido construída. Tecnicamente o Brasil está com décadas de atraso no processamento de gás natural, o que não se justifica pelo fato de não ser um grande produtor de gás. O Japão não é produtor de gás, no entanto, é um grande consumidor de GNL importado e possui algumas unidades criogênicas de gás natural. O gás natural tem sido considerado ultimamente como o combustível do futuro, por produzir uma queima mais perfeita que outros combustíveis, diminuindo o problema de poluição e aumentando a racionalização energética.

Já que nosso parque de processamento de gás natural é muito recente, não existe intensão de substituir as unidades de absorção refrigerada, restando a opção da otimização para racionalização energética, através de pesquisa de novos óleos de absorção e aproveitamento energético dos trocadores de calor.

## Capítulo IV

### A UPGN-ATA E AS SIMULAÇÕES PARA REPRODUÇÃO DO PROJETO

#### IV.1 PROCESSOS DE SEPARAÇÃO

São processos que transformam uma mistura de substâncias em dois ou mais produtos com diferentes composições, sendo que a separação destes é proporcionada por adição de um agente de separação e por um princípio de separação. A tabela IV.1 mostra os processos de separação que serão utilizados ao longo do desenvolvimento deste trabalho, mostrando os agentes e princípios de separação (King, 1980).

Tabela IV.1 - Processos de separação, seus agentes e princípios de separação.

Processo	Alimentação	Agente de Separação	Produtos	Princípio de Separação
Expansão (FLASH)	líquido	Redução de Pressão	Líquido e vapor	Diferença de volatilidade
Destilação	líquido e/ou Vapor	Calor	Líquido e vapor	Diferença de volatilidade
Absorção	Gás	líquido não volátil	Líquido e vapor	Solubilidade preferencial

A relação entre as frações molares de dois componentes no produto 1, dividida pela mesma relação no produto 2 é chamada de

volatilidade relativa ( $\alpha_{ij}$ ) entre dois componentes  $i$  e  $j$ . Quanto mais afastado de 1 for o valor desta volatilidade relativa, mais fácil será a separação entre os componentes  $i$  e  $j$ .

$$\alpha_{ij} = \frac{x_{i1}/x_{j1}}{x_{i2}/x_{j2}} \quad \text{sendo} \quad K_i = \frac{x_{i1}}{x_{i2}} \quad \text{e} \quad K_j = \frac{x_{j1}}{x_{j2}} \quad \text{então}$$

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad K \text{ é a constante de equilíbrio.}$$

Para os processos listados na tabela IV.1 sempre os produtos serão um líquido e um vapor, logo, chamando-se a composição do componente no líquido de  $x$  e a composição do componente no vapor de  $y$ , tem-se que :

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i / y_j}{x_i / x_j} = \frac{y_i \cdot x_j}{x_i \cdot y_j} = \frac{K_i}{K_j}$$

Para sistemas ideais, onde as leis de Raoult e de Dalton são satisfeitas, tem-se que:  $P_i = P \cdot y_i$ , lei de Dalton e  $P_i = P^{\circ}_i \cdot x_i$ , lei de Raoult.  $P_i$  é a pressão parcial do componente  $i$ ,  $P$  é a pressão total e  $P^{\circ}_i$  é a pressão de vapor do componente  $i$  puro; assim sendo, pode-se escrever:

$$\alpha_{ij} = P^{\circ}_i / P^{\circ}_j \quad \text{ou seja, a volatilidade relativa é a relação entre as pressões de vapor dos dois componentes puros.}$$

Para sistemas reais que não obedecem às leis de Raoult, porém obedecem à lei de Dalton (baixas pressões), inclui-se o coeficiente de atividade ( $\gamma_i$ ) para corrigir-se o comportamento da fase líquida:

$$P_i = P \cdot y_i = \gamma_i \cdot P^{\circ}_i \cdot x_i \quad \rightarrow \quad K_i = \gamma_i \cdot P^{\circ}_i / P \quad \rightarrow$$

$$\alpha_{ij} = (\gamma_i \cdot P^{\circ}_i) / (\gamma_j \cdot P^{\circ}_j)$$

Quando  $\gamma_1 > 1$  diz-se que o desvio em relação à idealidade é positivo e que as moléculas em solução são bem diferentes e não ocorrem interações preferenciais entre elas. Quando  $\gamma_1 < 1$  diz-se que o desvio é negativo e que existem forças de atração entre duas moléculas diferentes e que não ocorrem para as espécies do mesmo tipo.

Para sistemas reais a altas pressões as leis de Raoult e de Dalton não são satisfeitas e a constante de equilíbrio passa a ser função da composição do componente na mistura, além de ser função da temperatura e da pressão. Para estes sistemas existem vários métodos propostos para o cálculo do equilíbrio líquido-vapor que não serão mostrados aqui, mas que podem ser encontrados nos livros de: Prausnitz et al. (1980), Wallas (1985), Reid et al. (1987), etc.

#### IV.1.1 A OPERAÇÃO FLASH

A figura IV.1 representa um processo que generaliza o que pode ocorrer em uma operação flash, ou em um estágio de equilíbrio de um processo de absorção ou de destilação. Tem-se sempre uma carga, um fornecimento ou retirada de calor e um líquido em equilíbrio com um vapor. Logo, fazendo um balanço neste sistema tem-se que:

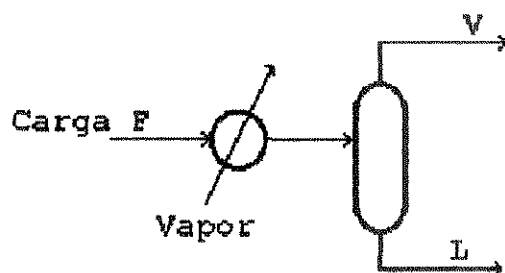


Figura IV.1 - Operação Flash

$x_i.L + y_i.V = z_i.F$  e que  $L + V = F$ . Sendo que  $y_i = K_i.x_i$ , tem-se:

$$x_i.L + K_i.x_i.V = z_i.(V+L) \quad \rightarrow \quad x_i = z_i.(1+V/L) / (1+K_i.V/L) \quad e$$

$$y_i = z_i.(1+L/V) / (1+L/(K_i.V))$$

sendo  $z_i.F = f_i$ ,  $x_i.L = l_i$  e  $y_i.V = v_i$ , logo:

$$l_i = f_i / (1+(K_i.V/L)) \quad e \quad v_i = f_i / (1+L/(K_i.V))$$

O termo  $(K_i.V/L)$  é conhecido como fator de "stripping" do componente  $i$  e o termo  $(L/(K_i.V))$  é conhecido como fator de absorção do componente  $i$ .

#### IV.1.2 FATORES ADICIONAIS QUE INFLUENCIAM NA PUREZA DOS PRODUTOS

Na prática, até mesmo um simples processo de flash pode não ser bem representado teoricamente, se apenas as condições de equilíbrio forem levadas em consideração. Existem outros fatores que levam ao afastamento das composições dos produtos daquelas calculadas para uma situação de equilíbrio (King, 1980):

##### 1- Separação mecânica incompleta das fases dos produtos

Mesmo que o equilíbrio entre as fases tenha sido atingido no equipamento de separação, uma separação mecânica incompleta dos produtos resulta em uma contaminação das fases, levando a uma situação de não equilíbrio. Este fenômeno é conhecido como "ENTRAINMENT". Dentro das várias possibilidades de falta de separação completa existem duas mais comuns: arraste de gotículas de líquido por alta velocidade do vapor e fluxos desviados "LEAKAGE". Um exemplo de fluxo desviado é a formação de vórtice no fundo de um vaso separador, dando passagem da fase gasosa para a fase líquida.

##### 2- Efeitos de mistura e configurações de fluxo

As purezas dos produtos de um processo de separação são fortemente influenciadas pela geometria de fluxo do equipamento e pelo grau de mistura dentro das fases individualmente ou nas correntes dos produtos. A separação será diferente dependendo da: uniformidade da composição dentro do seio das fases das correntes dos produtos, sequência de carga de alimentação e do agente de separação, das direções relativas de fluxo das fases das correntes de produto.

3- Limitações de taxa de transferência de massa e/ou de calor

#### IV.1.3 MÉTODOS EXATOS PARA CÁLCULO DE SEPARAÇÃO MULTICOMPONENTES EM MULTIESTÁGIOS

Existem inúmeras correlações com aproximações matemáticas e/ou empíricas, para resolução da separação multicomponentes em uma torre. Pode-se então classificar os métodos como: exatos, empíricos e semi-empíricos. Dentro dos exatos, existem: os aproximados, os semi-rigorosos e os rigorosos. Esta classificação depende do grau de aproximação e considerações feitas a respeito do sistema. Com os desenvolvimentos no uso de computadores os quais são cada vez mais rápidos e com mais capacidade de memória, os simuladores comerciais foram desenvolvidos, utilizando métodos rigorosos para resolução das equações simultâneas que descrevem as separações multicomponentes em multiestágios de equilíbrio.

Existem quatro classes de equações que descrevem os processos de equilíbrio em estágios: equações de Massa (M), equações de equilíbrio (E), equações de Soma (S) e equações de entalpias (H). Estas equações são conhecidas como equações MESH.

A figura IV.2 representa um estágio genérico de equilíbrio. Sendo  $j$  um dos  $R$  componentes e  $p$  um dos  $N$  estágios, ou seja:

$$1 \leq j \leq R \quad \text{e} \quad 1 \leq p \leq N$$

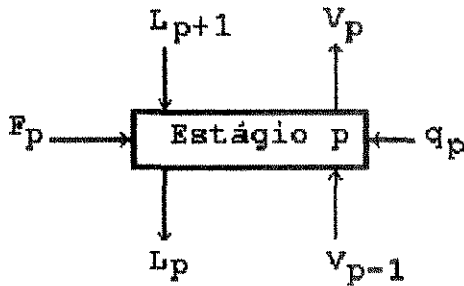


Figura IV.2 - Estágio genérico de equilíbrio

Equações de Massa - são  $(N \times R)$  equações do tipo:

$$l_{j,p} + v_{j,p} - l_{j,p+1} - v_{j,p-1} - f_{j,p} = 0$$

Equações de equilíbrio - são  $(N \times R)$  equações do tipo:

$$v_{j,p} \cdot L_p - K_{j,p} \cdot l_{j,p} \cdot V_p = 0$$

Equações de soma - são  $2N$  equações,  $N$  de cada tipo:

$$\sum_{j=1}^R l_{j,p} = L_p \quad \text{e} \quad \sum_{j=1}^R v_{j,p} = V_p$$

Equações de entalpia - são  $N$  equações do tipo:

$$L_p \cdot h_p + V_p \cdot H_p - L_{p+1} \cdot h_{p+1} - V_{p-1} \cdot H_{p-1} - F_p \cdot h_{Fp} - Q_p = 0$$

No total são  $N(2R+3)$  equações que formam o sistema com  $N(2R+3)$  incógnitas:  $R$  valores de  $v_{j,p}$ ,  $R$  valores de  $l_{j,p}$ ,  $L_p$ ,  $V_p$  e  $T_p$ ; todas estas para cada  $N$  estágios. Logo é necessário se conhecer as pressões dos estágios, os fluxos de todas as alimentações, os fluxos de todos os produtos, todos os calores ( $q_p$ ), entalpias e composições de todas as alimentações. Porém se trabalharmos com estágios reais no lugar de estágios de equilíbrio, usando valores de eficiências de vapor de Murphree ( $E_M$ ), as  $(N \times R)$  equações de equilíbrio passam a ser do tipo:



$$EMV_{j,p} = (V_{j,p} - V_{j,p-1} \cdot V_p / V_{p-1}) / ((K_{j,p} \cdot V_p / L_p) \cdot l_{j,p} - V_{j,p-1} \cdot V_p / V_{p-1})$$

Isto introduz (NxR) variáveis de eficiência de Murphree que necessitam ser especificadas ou calculadas por um novo grupo de equações de processos de transferência de massa, o que complica a resolução do sistema. As estratégias para resolver as equações MESH envolvem a escolha das variáveis de iteração e os procedimentos de convergência. Alguns artigos técnicos com algoritmos para resolução das equações MESH são encontrados nos livros: Proceedings of the First International Conference on Foundations of Computer-Aided Process Design (1980) e Proceedings of the Second International Conference on Foundations of Computer-Aided Process Design (1983).

#### IV.1.4 ALGUMAS DEFINIÇÕES IMPORTANTES NO PROCESSO DE DESTILAÇÃO

**Destilação Integral**, também conhecida como FLASH e destilação de simples estágio, é aquela na qual o vapor e o líquido se mantem em contato, de maneira que atingem o equilíbrio. O vapor é formado pelo aquecimento da carga ou por redução da pressão. A figura IV.1 representa este tipo de destilação.

**Destilação Diferencial** é aquela na qual o vapor se separa do líquido assim que é formado. É uma destilação em batelada, onde o vapor é retirado continuamente e o líquido não. É muito utilizada para caracterização de produtos em laboratório.

**Destilação Fracionada**, também conhecida como destilação multiestágio, é o processo de separação baseado na formação de duas ou mais zonas, com diferentes temperaturas e pressões, onde coexistem as fases líquida e vapor em diferentes composições,

provocadas por sucessivas condensações e vaporizações em dispositivos que contactam as duas fases. A carga entra em posição intermediária, sendo que o líquido desce por gravidade e o vapor sobe por diferença de pressão. Mais vapor é formado no fundo da torre em um vaporizador, subindo em contra-corrente com o líquido e provocando a vaporização de alguns componentes do líquido e condensando componentes do vapor. O vapor que sai da última seção de contato é condensado parcial ou totalmente e parte do líquido retorna para os dispositivos de contato, onde desce em contra-corrente com o vapor que sobe, provocando condensações e vaporizações de componentes. Estas condensações e vaporizações dependem da volatilidade dos componentes das duas fases. No final obtem-se dois ou mais produtos separados, de forma que o produto mais volátil sai pelo topo da torre e o menos volátil sai pelo fundo da torre e os demais produtos saem em posições intermediárias (Perry, 1973). As figuras IV.4 e IV.5 representam esta destilação.

**Ponto de bolha** é a condição de temperatura e pressão onde aparece a primeira gota de vapor em equilíbrio com o líquido original. Por exemplo, o líquido proveniente de um estágio de equilíbrio está no ponto de bolha.

**Ponto de orvalho** é a condição de temperatura e pressão onde aparece a primeira gota de líquido em equilíbrio com o vapor original. Por exemplo, o vapor proveniente de um estágio de equilíbrio está no ponto de orvalho.

**Seção de absorção** é a região dos dispositivos de contato acima da alimentação da torre.

**Seção de regeneração** é a região dos dispositivos de contato abaixo da alimentação da torre.

**Razão de refluxo** é a relação entre a quantidade de líquido que retorna do sistema de condensação para o topo da torre e a quantidade de líquido gerado como produto no sistema de condensa-

ção. Pode ser também considerado como a relação molar entre o líquido que retorna para o topo da torre e a soma dos produtos nas fases líquida e vapor do sistema de condensação (HYPROTECH, 1991).

**Grau de sub-resfriamento do refluxo** é a diferença entre a temperatura de bolha do refluxo e a temperatura do refluxo.

**Refluxo mínimo** é aquele que proporciona uma determinada separação com um número infinito de estágios teóricos de equilíbrio, correspondendo à mínima energia necessária para uma separação a infinitos estágios.

**Refluxo ótimo** é aquele que proporciona o menor consumo de energia para uma determinada separação em uma torre com um número finito de estágios teóricos.

**Número mínimo de estágios** é aquele necessário para uma determinada separação operando com taxa de refluxo infinita, ou seja, a refluxo total.

**Prato ótimo de carga** é aquele que leva a um menor consumo de energia para uma determinada separação em uma torre operando a refluxo ótimo.

**Componente chave leve** é o componente menos volátil que se encontra mais distribuído no produto de topo do que no produto de fundo da torre.

**Componente chave pesado** é o componente mais volátil que se encontra mais distribuído no produto de fundo do que no produto de topo da torre.

**Recuperação** é a relação entre a quantidade de um componente em um produto e a quantidade dele na carga da torre.

**Eficiência global da torre** é a relação entre o número de estágios teóricos de equilíbrio e o número de estágios reais.

#### IV.1.5 O PROCESSO DE ABSORÇÃO

É a operação de separação onde um ou mais componentes de uma mistura gasosa são dissolvidos em um líquido. A absorção pode ser um simples fenômeno físico ou pode envolver reações químicas. Neste trabalho só trataremos com absorção física. Os dispositivos de contato que promovem a dissolução do gás no líquido são os mesmos utilizados na operação de destilação. Uma torre de absorção se assemelha bastante com a seção de absorção de uma torre de destilação. A grande diferença é que o líquido que desce pela torre não é proveniente da condensação do gás que sai pelo topo da torre, trata-se de um líquido não volátil nas condições de operação e que tem afinidade seletiva com os componentes do gás (óleo de absorção).

Devido à liberação de energia no processo de dissolução de um gás em um líquido, o processo de absorção é exotérmico, havendo um aumento de temperatura, o que proporciona uma menor dissolução do gás. Um estudo econômico pode determinar a retirada de parte deste calor gerado, em pontos intermediários da torre (ver a figura IV.3) ou fazer uma pré-absorção refrigerada antes do óleo de absorção entrar na torre (ver figura IV.4). Esta última opção é conhecida como pré-saturação do óleo de absorção.

Os fatores que contribuem para uma maior dissolução de um gás em um líquido são:

- Maior número de estágios de equilíbrio.
- Maior pressão.
- Menores temperaturas do gás e do óleo de absorção.
- Maior circulação de óleo de absorção.
- Maior seletividade do óleo de absorção.
- Menor calor de dissolução do gás no líquido.

Em um projeto, só um estudo técnico-econômico poderá determinar a

otimização dos fatores citados. Em termos operacionais tem-se que ter cuidado na conjugação dos fatores acima, por exemplo: um aumento na vazão de óleo pode acarretar um aumento da temperatura do óleo; o primeiro leva a um aumento da absorção, o segundo leva a uma redução da absorção; logo, pode-se chegar a uma redução da absorção com um aumento de vazão do absorvente, se o efeito da temperatura prevalecer.

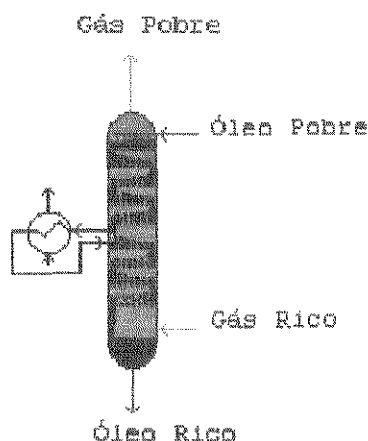


Figura IV.3 - Torre de absorção com resfriamento intermediário

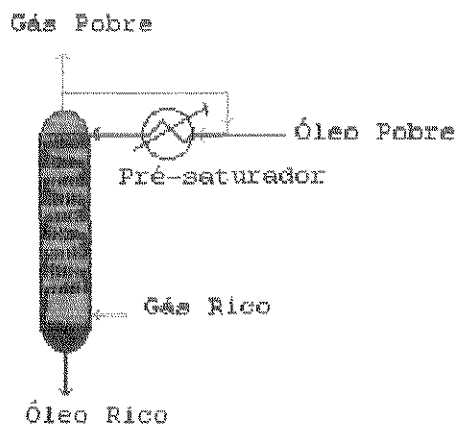


Figura IV.4 - Torre de absorção com pré-saturação do óleo.

## IV.2 A UPGN-ATA

A unidade de processamento de gás natural de Atalaia foi a primeira planta totalmente projetada pela Petrobrás e com índice de 99% de nacionalização de equipamentos. Sua capacidade nominal é de processar dois (2) milhões  $m^3$ /dia de gás, medidos a 20°C e 1 atm. O processo nela utilizado é o de absorção refrigerada com propano gerado na própria unidade. O objetivo do projeto é recuperar 90,7% do propano e 100% dos butanos e hidrocarbonetos mais pesados nos produtos líquidos, colocando como produtos no limite de bateria da unidade:

- 1- Gás residual ( mistura com traços de  $C_3$  ) a 38 °C e 30 Kgf/cm<sup>2</sup> man.
- 2- Gás residual ( mistura com 1,3% molar de  $C_3$  ) a 41 °C e 14,4 Kgf/cm<sup>2</sup> man.
- 3- GLP ( mistura formada basicamente de  $C_3$  e  $C_4$  ) a 38 °C e 8,8 Kgf/cm<sup>2</sup> man.
- 4-  $C_{5+}$  (mistura de pentanos e mais pesados) a 38 °C e 2 Kgf/cm<sup>2</sup> man.

O gás natural chega ao limite de bateria da unidade a 41 °C , 32,0 Kgf/cm<sup>2</sup> manométricos e riqueza (teor de  $C_{3+}$ ) de 8,41% em base molar. É resfriado a 13 °C com o gás residual (de 30 Kgf/cm<sup>2</sup>) que sai do topo da torre absorvedora e em seguida é resfriado a -24 °C com propano, atingindo sua liquefação máxima ( 10,1% molar) na etapa de refrigeração. Nestes dois trocadores de calor o gás recebe injeção de uma solução contendo 75% em peso de monoetileno glicol e 25% em peso de água, com vazões tais que a concentração na saída dos trocadores caia para 69% de monoetileno-glicol. Após estes dois trocadores, a mistura é separada em um vaso trifásico, onde a solução de glicol sai pelo fundo do vaso e o gás juntamente com os hidrocarbonetos liquefeitos saem pela ca-

lota do vaso. O glicol vai para um sistema de regeneração, onde é destilado e bombeado de volta aos resfriadores do gás, com concentração de 75% em peso e a água retirada do gás natural é condensada, decantada e então jogada na atmosfera. A mistura de hidrocarbonetos gasosos e líquidos, juntamente com todo o óleo rico que sai da bandeja de fundo da torre absorvedora a  $-18\text{ }^{\circ}\text{C}$  entram em um resfriador a propano (pré-absorvedor), onde existe uma troca de hidrocarbonetos entre as fases gasosa e líquida; componentes mais pesados do gás se liquefazem e componentes mais leves do líquido vaporizam. Na saída deste terceiro trocador de calor as fases estão em equilíbrio a  $-24\text{ }^{\circ}\text{C}$  e alimentam o fundo da torre absorvedora, onde o óleo rico é separado do gás que sobe, para ser absorvido nas bandejas da torre pelo óleo pobre (aguarrás) que entra pelo topo da torre absorvedora. O gás que sai pelo topo da torre a  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  é chamado de gás residual e corresponde a 79,2% molar do gás natural; ou seja, o gás atinge sua máxima liquefação de todo o processo (20,8%). Como só existem 8,4% de  $\text{C}_{3+}$  no gás natural, grande parte dos hidrocarbonetos liquefeitos é de metano e etano que devem ser separados do  $\text{C}_{3+}$  em uma torre absorvedora com "reboiler" (refervedor), a torre desetanizadora. Esta torre é aquecida com uma corrente de óleo pobre quente e recebe óleo pobre a  $-17\text{ }^{\circ}\text{C}$  pelo topo da torre para absorver os componentes pesados vaporizados das 3 cargas que alimentam a torre. O óleo rico que sai da primeira absorvedora sofre uma expansão isoentálpica em uma válvula de controle, ficando parcialmente vaporizado. O vapor é separado do líquido e alimenta a seção de absorção da torre, uma parte do líquido alimenta diretamente a torre e a outra parte é aquecida com o fluxo de óleo pobre antes de entrar na torre. Pelo topo da torre desetanizadora sai outra corrente de gás residual (com 1,3% de propano) a  $-4\text{ }^{\circ}\text{C}$ , ficando no óleo rico do fundo da torre apenas 8,0% molar dos componentes do gás natural. Este óleo é destilado na torre fracionadora de óleo rico, gerando LGN (líquido do gás natural) que sai pelo topo da torre e óleo pobre no fundo da torre, o qual retorna para as duas torres absorvedoras, fechando um circuito. O LGN alimenta uma torre de-

propanizadora que produz em regime de batelada o propano necessário para repor as perdas do sistema de refrigeração da unidade e em regime contínuo alimenta a torre desbutanizadora, que gera GLP (gás liquefeito de petróleo) pelo topo e C<sub>5+</sub> (gasolina natural) pelo fundo. A unidade conta ainda com 3 sistemas auxiliares : um sistema de estabilização de condensado do gás natural, que gera uma corrente de C<sub>5+</sub> mais pesada que a anteriormente mencionada; um sistema de condicionamento de óleo, que restabelece o peso molecular do óleo pobre, retirando deste frações pesadas incorporadas ao longo do processo e um sistema de tratamento cáustico do LGN. Estes três sistemas trabalham em regime de batelada.

A UPGN-Ata é formada pelos seguintes equipamentos:

- 04 torres com bandejas perfuradas.
- 04 torres com recheio.
- 06 condensadores, sendo 05 a ar (air-cooler).
- 06 refervedores
- 01 forno.
- 03 resfriadores a propano.
- 02 resfriadores a ar.
- 07 permutadores de calor.
- 19 vasos.
- 03 esferas de armazenamento de GLP.
- 04 tanques.
- 27 bombas, sendo 6 alternativas, 21 centrífugas e 11 são reservas
- 02 compressores alternativos.

A figura IV.5 mostra o fluxograma do processo da UPGN-Ata sem os seguintes sistemas: torre depropanizadora, estabilização de condensado, condicionamento de óleo, tratamento cáustico, armazenamento de GLP, armazenamento de C<sub>5+</sub> e de óleo. Estes sistemas não foram simulados porque são sistemas auxiliares que funcionam muito pouco e em regime de batelada, ou são tanques ou esferas de armazenamento dos produtos finais (Petrobrás, 1980).



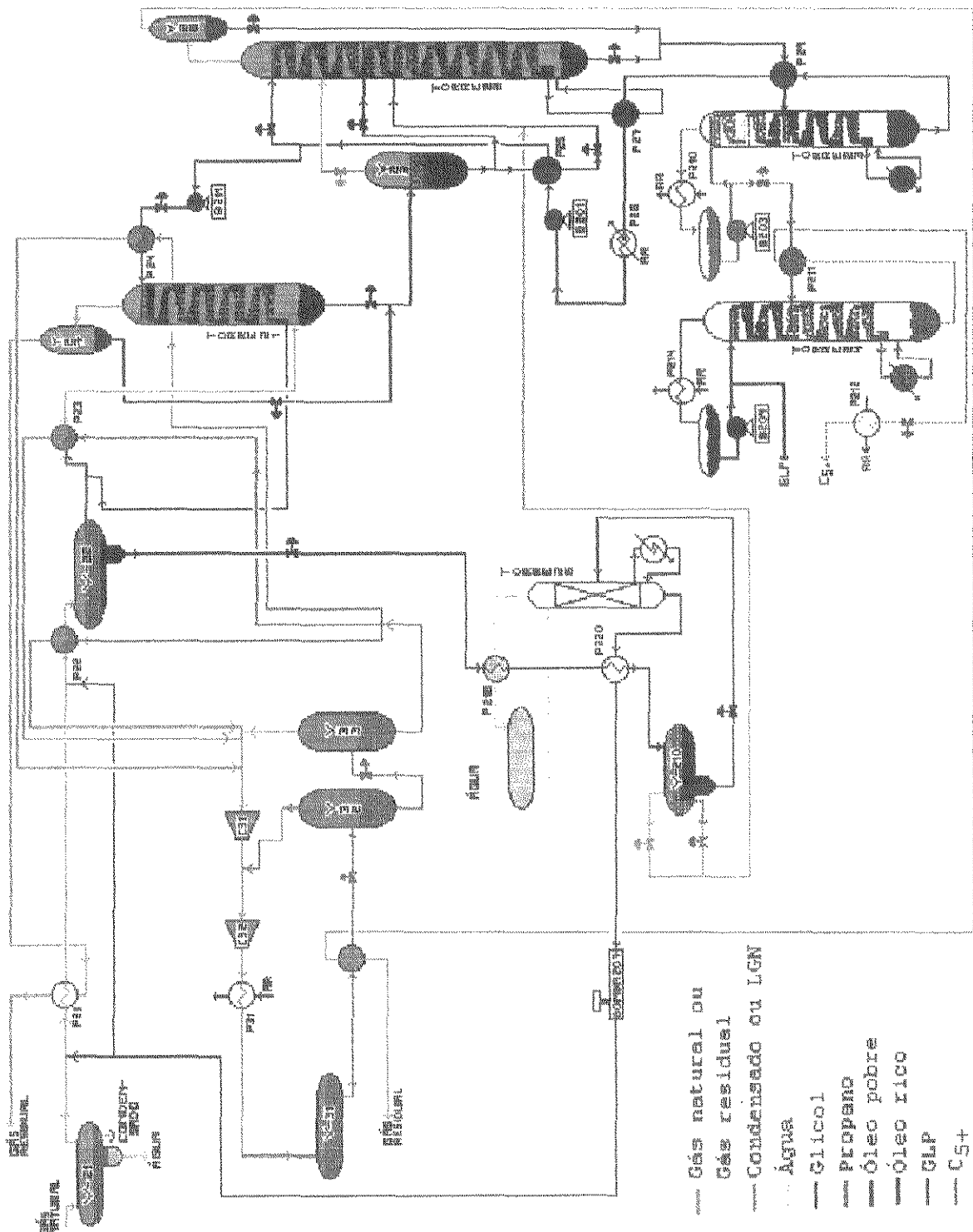


Figura IV.5 - Fluxograma de processo da UPGN-Atalaia.

### IV.3 OBJETIVOS DA SIMULAÇÃO

A unidade entrou em operação em março de 1981 e durante os dois primeiros anos de operação a carga da unidade ficou abaixo do valor nominal e o gás era um pouco menos rico que o gás do projeto (ver figura IV.10). A medida que a carga de gás se aproximou do valor nominal, algumas alterações foram feitas nas bombas de óleo de absorção e em motores dos resfriadores a ar, porque a vazão de óleo circulante era maior que a prevista pelo projeto. Com estas alterações e aproveitando a folga de projeto dos outros equipamentos, a unidade ultrapassou a carga nominal e com algumas alterações nas condições operacionais chegou-se a 145% da carga nominal com um gás menos rico que o gás do projeto, gerando 128% da produção nominal. As alterações operacionais levaram à redução do peso molecular do óleo de absorção, de 145 para 122 e reduziram o consumo médio de óleo de 90 para 0 (zero) m<sup>3</sup>/mês. Com o advento da racionalização de energia e da Gestão pela Qualidade Total na empresa, resolveu-se fazer um estudo de otimização da UPGN-Ata, estudo este que passa pelas origens da unidade, desde o projeto. Logo, há necessidade de se buscar as causas das diferenças encontradas em relação ao projeto, no dia a dia operacional. As figuras IV.6 a IV.10 mostram um histórico do comportamento da unidade, desde a sua entrada em operação. Considerar, principalmente para a reposição de óleo, que 1981 foi o ano da pré-operação da unidade; que nos anos de 1985, 1989 e 1992 houveram paradas de manutenção geral da unidade e que em 1991 houve parada da unidade por movimento grevista na empresa.

Gás Processado  
na UPGN-Ata

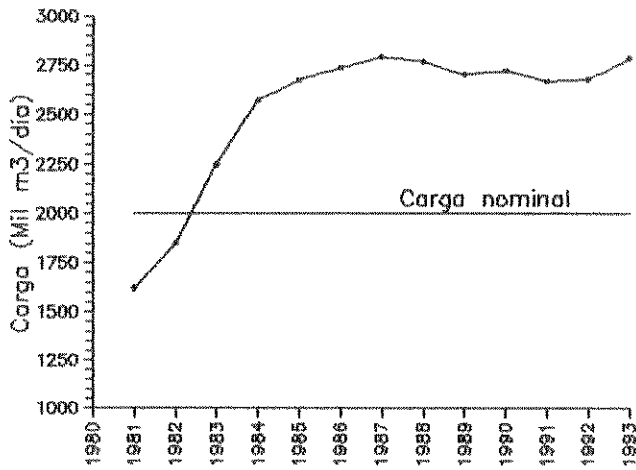


Figura IV.6 -Carga da unidade

Produção de LGN  
da UPGN-Ata

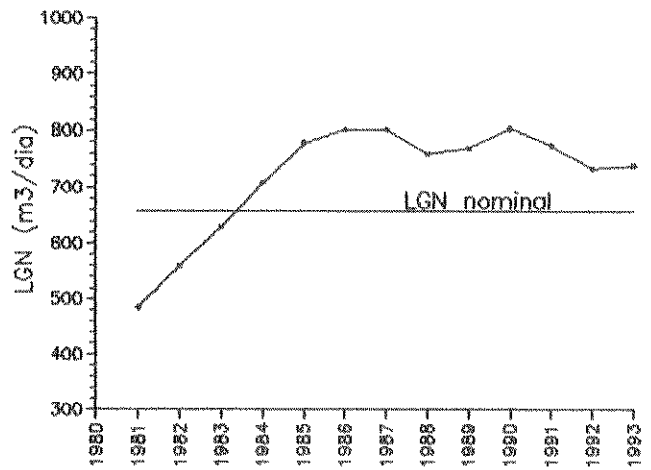


Figura IV.7 -Produção de líquido

Peso molecular  
do óleo pobre

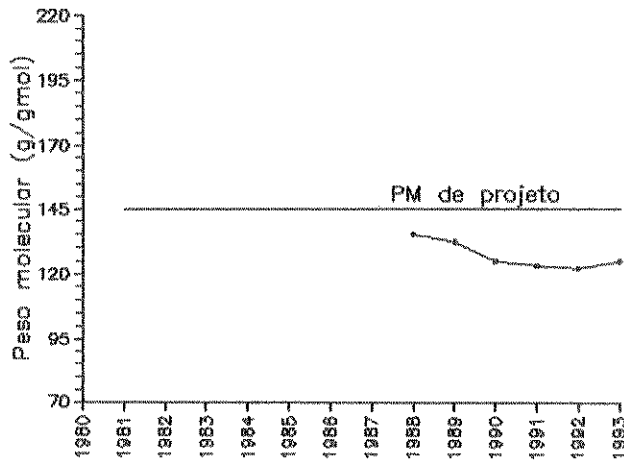


Figura IV.8 -Peso molecular  
do óleo

Reposição de óleo pobre  
na UPGN-Ata

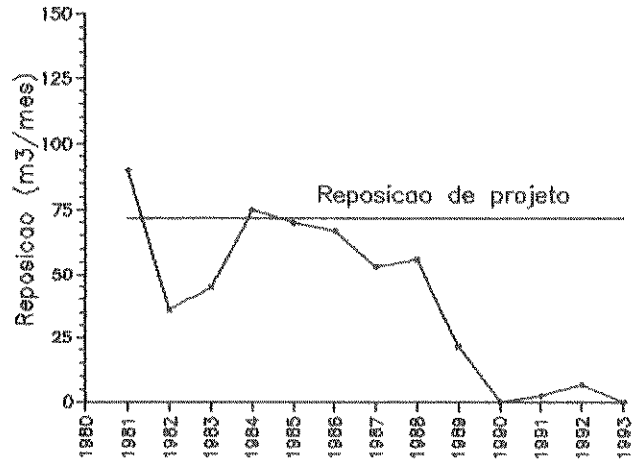


Figura IV.9 -Reposição de óleo

### Riqueza do Gás Natural processado na UPGN-Ata

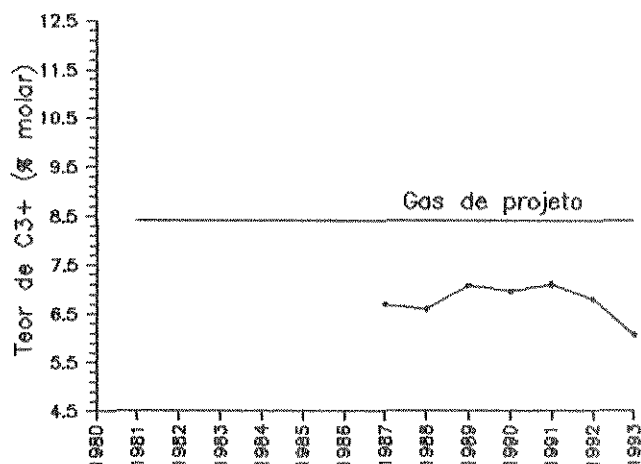


Figura IV.10 - Riqueza do gás natural.

#### IV.4 O SIMULADOR HYSIM

O simulador utilizado foi o HYSIM da Hyprotech Ltd. ( versão 1.5, maio de 1991), por ser um simulador bastante utilizado na Petrobrás e na UNICAMP e oferecer condições de se simular a unidade de processo como um todo, com "loops" de interação e de iteração compatíveis com o processo da UPGN-ATA. Segundo o manual do HYSIM, a melhor correlação para cálculo das propriedades de hidrocarbonetos é a de Peng-Robinson (Peng and Robinson, 1976), porém na época do projeto ela ainda não era disponível e foi utilizada a correlação de Chao - Seader ( Chao and Seader, 1961 ), assim, foram feitas simulações com as duas correlações para efeito de comparação.

A simulação é montada especificando-se o tipo da operação a ser executada, as correntes do processo envolvidas e as suas características as quais possibilitam os cálculos das propriedades termodinâmicas. O simulador se encarrega de montar o fluxograma da unidade, interligando as operações.

O simulador comercial HYSIM foi desenvolvido para aplicações em processamento de gás, em refino de petróleo, em petroquímica, em indústrias químicas e em indústrias de combustíveis sintéticos. Sua maneira de trabalhar é totalmente interativa, permitindo que o usuário progrida passo a passo na montagem da sua simulação. O simulador fornece as ferramentas, ou de outra forma, as peças do quebra-cabeça; cabe ao usuário usá-las da maneira mais criativa para chegar a um resultado desejado. Estas peças são padronizadas e nem sempre representam a peça real do sistema, porém pode-se utilizar algumas peças padrões do simulador para representar a peça real do sistema simulado. Não existem limites de programação para o número de componentes, ou para o número de correntes envolvidas, ou para o número de unidades de operação, ou para o número de pratos de uma torre; tudo vai depender da capacidade do computador utilizado. A HYPROTECH recomenda que no mínimo se disponha de um computador PC-XT com: processador 8088, coprocessador matemático 8087, 640 K de RAM e com disco rígido de 20 Megabytes. O computador utilizado neste trabalho foi um PC-AT com: processador 80386, coprocessador matemático 80387, 640 K de RAM e disco rígido de 40 Megabytes. Mesmo assim chegou-se ao limite da capacidade, sem memória suficiente para montar o fluxograma da unidade, o que teve que ser feito fora do simulador e foi utilizado o aplicativo Paintbrush do software Windows versão 3.1 ( Copyright Microsoft Corporation, 1985-1992).

O simulador HYSIM dispõe de inúmeros comandos que facilitam o desenvolvimento da simulação. Aqui cabe ressaltar as unidades de operação que anteriormente foram chamadas de peças do quebra-cabeça. São elas:

- **Permutador de calor** - Duas correntes permutando calor, opção de cálculo simples ou complexo.
- **Resfriador ou aquecedor** - Uma corrente sendo aquecida ou resfriada com uma corrente de energia.
- **LNG** - Grupo de resfriadores/aquecedores em um balanço de calor global.

- **Misturador** - Junta várias correntes em uma, com cálculo de propriedades.
- **Divisor** - Divide uma corrente em várias com a mesma composição.
- **Fracionador** - Divide uma corrente em duas com composições diferentes, fazendo balanço de massa e energia.
- **Válvula** - Calcula a expansão isoentálpica de uma corrente.
- **Coluna** - Calcula colunas de: absorção, absorção com refluxo, absorção com reboiler, destilação e extração.
- **Separador** - Separador bi-fásico, líquido e vapor.
- **Separador 3** - Separador tri-fásico, vapor/líquido/líquido.
- **Separador sólido** - Separador bi-fásico, vapor/sólido ou líquido/sólido.
- **Reator** - Calcula reatores dos tipos: estequiométrico, Gibbs, equilíbrio, CSTR, PFR.
- **Compressor/expansor** - Cálculo adiabático ou politrópico de compressores e expansores.
- **Bomba** - Cálculo padrão de bombas.
- **Balanço** - Faz balanço global de massa e energia para diversas correntes.
- **Balanço molar** - Só faz balanço material molar.
- **Balanço de massa** - Só faz balanço de massa.
- **Segmento de tubo** - Calcula perda de pressão e/ou de calor em um trecho de tubulação.
- **SET** - Determina relações entre variáveis de correntes.
- **Ajuste** - Modifica uma variável até que uma outra atinja o valor desejado, pode ser de uma mesma corrente ou de outra corrente.
- **Reciclo** - Substitui uma corrente por outra. Muito usado para cálculos iterativos.

- **Fila de comando** - Instala uma fila de comando na planilha de trabalho.
- **Calculador** - Interliga a simulação a programas escritos em linguagem compatível com o simulador, por exemplo a RPN (Notação Polonesa Reversa), utilizada nas máquinas de calcular da HP (HEWLETT PACKARD).

O primeiro passo para se montar a simulação é escolher as equações de estado para cálculo das propriedades. O HYSIM oferece as seguintes opções: Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong, Chao-Seader, Grayson-Streed, Modelos de atividade, modelos de pressão de vapor, pacote para aminas, Peng-Robinson acoplado a outras opções, Soave-Redlich-Kwong acoplado a outras opções, propriedades de vapor d'água e outras definidas pelo usuário. Para processamento de gás, a HYPROTECH recomenda o pacote de Peng-Robinson e lembra que os resultados de uma mesma simulação em simuladores diferentes, utilizando as mesmas correlações, podem ser diferentes, devido aos parâmetros dos bancos de dados. Abaixo tem-se o desenvolvimento da correlação de Peng-Robinson:

$$P = \frac{R \cdot T}{V-b} - \frac{a}{V \cdot (V+b) + b \cdot (V-b)}$$

$$Z^3 - (1-B) \cdot Z^2 + (A-2 \cdot B-3 \cdot B^2) \cdot Z - (A \cdot B - B^2 - B^3) = 0$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i \cdot b_i \quad b_i = 0.077796 \cdot \frac{R \cdot T_{ci}}{P_{ci}}$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i \cdot x_j \cdot (a_i \cdot a_j)^{0.5} \cdot (1 - K_{ij}) \quad a_i = a_{ci} \cdot \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0.457235 \cdot \frac{(R \cdot T_{ci})^2}{P_{ci}} \quad \alpha_i^{0.5} = 1 + m_i \cdot (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226 \cdot \omega_i - 0.26992 \cdot \omega_i^2$$

$$A = \frac{a \cdot P}{(R \cdot T)^2} \quad B = \frac{b \cdot P}{R \cdot T}$$

Os cálculos de entalpia e de entropia segundo Peng-Robinson:

$$\frac{H-H^{ID}}{R.T} = Z-1 - \frac{1}{Z^{1.5} \cdot b \cdot R \cdot T} \left[ a-T \cdot \frac{da}{dT} \right] \cdot \ln \left\{ \frac{V+(Z^{0.5}+1) \cdot b}{V+(Z^{0.5}-1) \cdot b} \right\}$$

$$\frac{S-S_G^{ID}}{R} = \ln(Z-B) - \ln \frac{P}{P^0} + \frac{A}{Z^{1.5} \cdot B} \left\{ \frac{T \cdot da}{a \cdot dT} \right\} \cdot \ln \left[ \frac{Z+(Z^{0.5}+1) \cdot B}{Z-(Z^{0.5}-1) \cdot B} \right]$$

$H^{ID}$  representa a entalpia do gás ideal e  $S_0^{ID}$  representa a entropia do gás ideal em um estado de referência (HYPROTECH, 1991). Os parâmetros de interação  $K_{ij}$  são valores do banco de dados do simulador HYSIM, porém podem ser calculados em função das temperaturas críticas e dos fatores de compressibilidade (Gao et al, 1992). Para cálculos das propriedades físicas e de transporte, ver o manual da HYPROTECH (Abril, 1991).

O segundo passo para montar a simulação é selecionar os componentes que farão parte das correntes do sistema no banco de dados da correlação escolhida. Caso algum componente não faça parte do banco de dados, tratá-lo como um componente hipotético, fornecendo suas propriedades críticas e os parâmetros binários de interação. Caso algum componente seja uma fração de petróleo, acionar a rotina de caracterização a partir de dados de destilação ASTM e de densidade.

O terceiro passo é montar as unidades de operação que fazem parte do sistema simulado, especificando as condições das correntes. Lembrar, por exemplo, que existem vários tipos de revedores para torres e que o HYSIM só contempla um destes tipos sendo necessário a improvisação do usuário para representar o esquema real. A figura IV.11 representa um esquema simples de liquefação de um gás que aproveita a redução de pressão em um flash isoentálpico para liquefazer componentes menos voláteis. A figura



IV.12 mostra como este sistema poderia ser simulado no HYSIM. As siglas: Perm1, Valv1, SP1 e Aj1 são os nomes dados às operações das figuras IV.11 e IV.12.

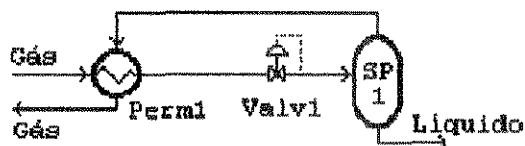


Figura IV.11 - Esquema simples de liquefação de um gás

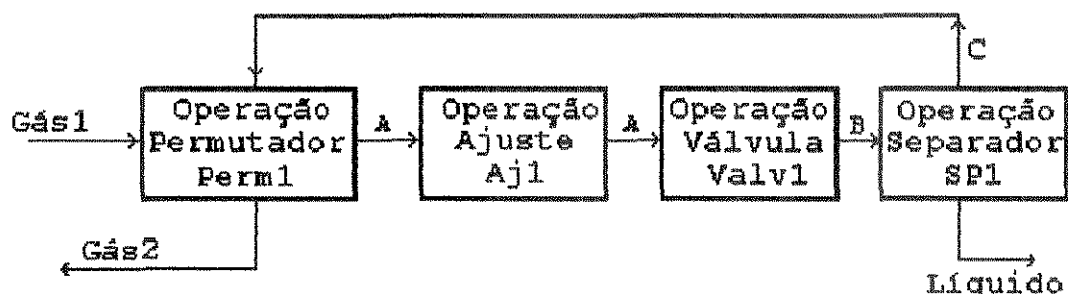


Figura IV.12 - Esquema de simulação referente à Fig. IV.11.

O quarto passo para a simulação é especificar as correntes. Após se especificar a composição, a vazão, a pressão e a temperatura da corrente Gás1, o HYSIM calcula todas as suas propriedades termodinâmicas, físicas e de transporte. Depois especifica-se a temperatura estimada da corrente A e a pressão da corrente B e o HYSIM calcula tudo sobre as correntes A, B, C e Líquido. Então, o simulador compara a temperatura calculada para a corrente Gás2 com a temperatura estipulada na operação Aj1 e ajusta a temperatura da corrente A refazendo todos os cálculos, até que a temperatura da corrente Gás2 seja a estipulada na operação Aj1. Este foi um exemplo simples de como o simulador HYSIM trabalha.

#### IV.5 SIMULAÇÕES REFERENTES AO PROJETO DA UPGN-ATA

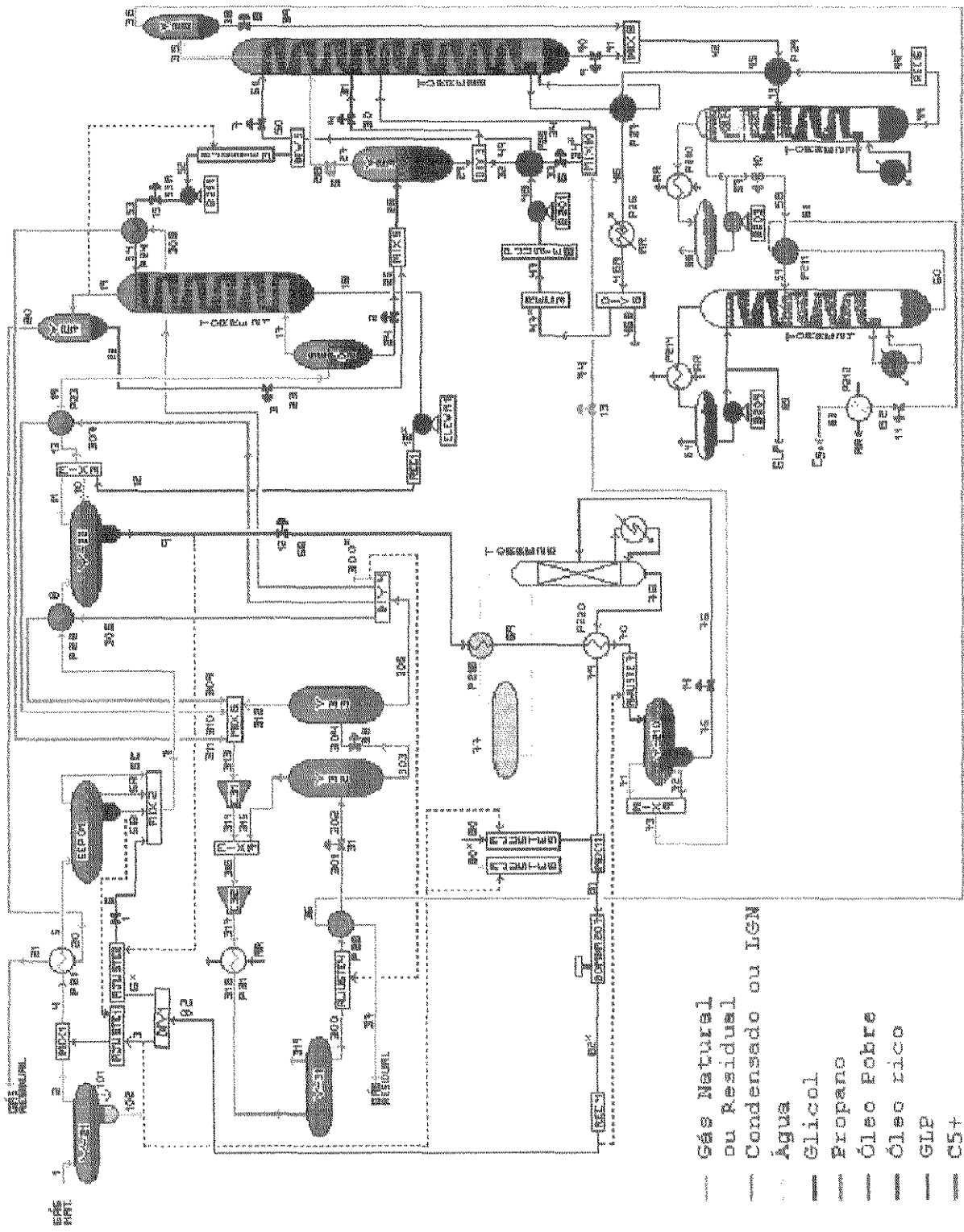
Nesta primeira etapa do trabalho de simulação, o sistema de desidratação da unidade não foi simulado porque o banco de dados para a correlação de Chao-Seader não contempla o etileno-glicol, logo os 0,34 % molar de água do gás natural foram retirados da composição da carga da unidade, passando-se a trabalhar em base seca. Desta forma, a simulação da unidade fica reduzida a duas torres de absorção, duas torres de destilação, quinze trocadores de calor, um forno, três bombas, dois compressores, sete vasos de separação e doze válvulas. As bombas e vasos de refluxo não fazem parte das simulações porque estão incluídos nos pacotes das torres. Isto totaliza quarenta e quatro (44) operações, porém foram simuladas mais seis misturas de fluxo, cinco divisões de fluxo, uma pseudo-bomba, um pseudo vaso de separação, quatro operações de reciclo, três operações de ajuste e uma operação "SET", que especifica a vazão de uma corrente em função de outra corrente. Ou seja, um total de 65 operações e 105 correntes de produtos e energia, formando uma simulação complexa, principalmente por existirem circuitos fechados de produtos como o propano e o óleo de absorção. A figura IV.13 mostra o fluxograma da simulação 4 que é a mais completa. Nas tabelas IV.2 a IV.5 são apresentados dados de cargas térmicas, vazões e recuperações, relativos ao projeto (Petrobrás, 1980 e 1981) e às quatro simulações:

Simulação 1: Correlação de Chao-Seader, óleo como fração de petróleo e condições operacionais de projeto.

Simulação 2: Idem, porém com a correlação de Peng-Robinson.

Simulação 3: Correlação de Peng-Robinson, óleo como fração de petróleo e cargas térmicas de projeto.

Simulação 4: Idêntica à simulação 2, porém com o óleo sendo uma mistura de nonano, decano e undecano.



- Gás Natural
- ou Residual ou LCN
- Água
- Elicol
- Propano
- Óleo Pobre
- Óleo rico
- GLP
- C5+

Figura IV.13 - Fluxograma da Simulação 4

As simulações de números 2 e 4 serviram para levantar as diferenças dos resultados decorrentes da maneira como se caracteriza o óleo de absorção.

As configurações das simulações 2 e 3 estão nos Apêndices A e B respectivamente e as listagens com todos os resultados destas duas simulações estão em Gomes (1994).

#### IV.5.1 RESULTADOS

Tabela IV.2 - Vazões da carga e dos produtos (Kgmol / h )

	Projeto	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3	Simulação 4
Gás natural	3530,4	3530,4	3530,4	3530,4	3530,4
Gás residual(1)	2797,6	2831,1	2886,7	2903,9	2857,7
Gás residual(2)	438,1	410,0	353,8	355,3	365,2
LGN	283,0	289,4	291,4	271,4	295,4
GLP	246,9	253,0	255,3	235,0	259,3
C5+	36,1	36,4	36,1	36,4	36,1
Água	12,2	-----	-----	-----	12,2
Make-up óleo	0,5	0,1	1,5	0,2	0,1

(1)- Gás residual da torre 21

(2) - Gás residual da torre 22

Tabela IV.3 - Cargas térmicas dos trocadores de calor

Carga térmica x 10 <sup>-5</sup> (Kcal/h)					
Equipamento	Projeto	Simula- ção 1	Simula- ção 2	Simula- ção 3	Simula- ção 4
P-20401(*)	14,88	12,04	12,03	10,73	13,10
P-20402(*)	24,80	23,62	22,80	24,80	23,51
P-20403(*)	4,21	5,06	4,81	4,21	4,91
P-20404(**)	1,58	1,53	1,59	1,56	1,64
P-20405(**)	18,19	21,49	21,03	18,19	21,83
P-20406(**)	13,60	23,44	26,31	13,60	27,89
(***)					
P-20407(**)	52,50	56,62	55,14	47,60	56,59
P-20408	2,02	1,73	1,26	0,85	1,70
P-20409(**)	15,57	18,32	18,70	15,57	18,80
P-20410(***)	38,27	28,03	28,53	26,41	29,10
P-20411	3,70	1,75	1,69	1,64	1,67
P-20412(***)	1,20	0,03	0,06	0,20	0,09
P-20413	18,96	15,43	15,87	14,41	16,30
P-20414(***)	22,29	15,38	15,74	14,34	16,09
Forno	91,00	81,53	84,51	73,75	86,87
P-33301(***)	50,40	44,04	43,40	44,00	44,15
(*) p/o gás	43,89	40,72	39,64	39,74	41,52
(**) p/o óleo	101,44	121,40	122,77	96,52	126,75
(***) p/ a atmosfera	125,76	110,92	114,04	98,55	117,32

Tabela IV.4 - Vazões dos equipamentos.

Vazões de bombas (m3/h) e compressores (mil m3/h)					
Equipamentos	Projeto	Simula-	Simula-	Simula-	Simula-
Sigla		ção 1	ção 2	ção 3	ção 4
B-20401 (83)	72,90	88,36	91,13	74,00	92,13
B-20411 (64)	54,40	63,53	68,29	59,00	69,50
B-20403 (63)	54,40	55,12	55,45	52,03	56,12
B-20404 (45)	34,80	35,62	35,92	33,25	43,11
C-33301 (21)	20,60	21,01	19,96	20,90	20,55
C-33302 (29)	28,10	28,98	28,85	28,08	29,33

( ) -> Capacidade dos equipamentos.

Tabela IV.5 - % de recuperações dos hidrocarbonetos.

Recuperação em % molar					
	Projeto	Simula-	Simula-	Simula-	Simula-
		ção 1	ção 2	ção 3	ção 4
C1 até T-21	8,89	7,92	6,67	6,45	7,20
C2 até T-21	43,60	44,58	41,58	39,73	42,30
C3 até T-21	94,11	94,10	93,91	91,15	94,19
C4+ até T-21	100,00	100,00	99,93	100,00	99,73
C2 na T-22	1,09	4,32	6,32	1,18	8,93
C3 na T-22	96,42	96,44	96,41	91,62	96,44
C4+ na T-22	100,00	99,90	99,91	100,00	99,89
C2 até T-22	0,48	1,93	2,63	0,47	3,78
C3 até T-22	90,74	90,75	90,54	83,51	90,83
C4+ até T-22	100,00	99,90	99,84	100,00	99,70
nC4 no GLP	99,12	98,85	98,97	98,54	99,16
iC5 no C5+	87,04	87,40	86,77	86,49	86,67

## IV.6 CONCLUSÃO

As simulações de números 1, 2 e 4 foram feitas especificando-se as condições de projeto : temperaturas, pressões, números de estágios teóricos das torres, razões de refluxo das torres e a recuperação de propano no LGN (líquido do gás natural). A simulação 1, no entanto, utiliza a correlação de Chao-Seader enquanto que as simulações 2 e 4 utilizam a correlação de Peng-Robinson. As simulações 1 e 2 utilizam o óleo de absorção como uma fração de petróleo e a 4 utiliza o óleo como uma mistura de nonano, decano e undecano. Observa-se nas tabelas de resultados IV.2 a IV.5 que das três simulações a que mais se aproxima do projeto é a simulação 1, que utiliza a mesma correlação que o projeto (Chao-Seader), porém com diferenças que se aproximam mais da realidade operacional da unidade do que do projeto. Nota-se que a maior diferença é relativa à recuperação do etano na torre desetanizadora, que é bem maior do que a de projeto para todas as três simulações. Todas as simulações levam a vazões de óleo de absorção maiores do que as do projeto e, conseqüentemente, ao subdimensionamento dos trocadores de calor que compõem o circuito de resfriamento do óleo ( P20405, P20406, P20407 e P20409), totalizando um "deficit" de aproximadamente 17% na carga térmica requerida.

Comparando-se as simulações 1 e 2, Chao-Seader e Peng-Robinson, nota-se que, apesar das vazões maiores de óleo, a correlação de Peng-Robinson leva a recuperações menores de hidrocarbonetos leves (metano, etano e propano) na torre absorvedora e a maior recuperação de etano na torre desetanizadora. Isto é bastante coerente com a realidade da unidade, pois mesmo trabalhando com carga de gás e produção de LGN bem acima dos valores nominais, nunca atingiu-se a vazão de gás residual mencionada no projeto para a torre desetanizadora (torre 22). Ou seja, a correlação de Peng-Robinson apresenta melhores resultados na área de

baixa temperatura da unidade. Já na área quente, área de destilação, as diferenças entre as correlações são pequenas.

Comparando-se as simulações 2 e 4 que utilizam a mesma correlação de Peng-Robinson, mas que diferem na maneira de caracterizar o óleo de absorção, nota-se que a caracterização do óleo como uma mistura de hidrocarbonetos puros conhecidos leva a vazões de óleo maiores ainda, com recuperações maiores de etano e metano na torre absorvedora, aproximando-se mais do projeto do que da realidade.

A simulação de número 2 (Peng-Robinson com o óleo caracterizado como fração de petróleo) é a que representa mais os resultados da unidade com as condições operacionais de projeto. No entanto, esta simulação leva a cargas térmicas acima das disponíveis para o resfriamento do óleo, mostrando ser impossível se operar a unidade com estas condições para recuperar 90,74 % do propano no LGN. Assim, foi feita nova simulação, a de número 3 nas tabelas, que fixa as cargas térmicas máximas nos valores de projeto e utiliza as vazões disponíveis dos equipamentos, chegando à recuperação de etano de projeto, mas a uma recuperação de 83,51% de propano, produzindo 4% a menos de LGN. Este é o prejuízo causado pelo erro da correlação de Chao-Seader e pelos erros de projeto, principalmente na torre desetanizadora. Todavia, a unidade sempre operou com gás natural menos rico que o de projeto e não seriam necessárias as alterações em equipamentos para se atingir as recuperações de projeto, no entanto, estas alterações já mencionadas anteriormente permitiram que a unidade viesse a operar com sobrecarga, sem a necessidade de construir uma nova unidade para processar o gás que excedia os 2 milhões de  $m^3$ /dia. Ver Gomes e Maciel (1994).



## CAPÍTULO V

### SIMULAÇÃO DA UPGN-ATA COM AS CONDIÇÕES DO TESTE DE CORRIDA

#### V.1 OBJETIVOS DA SIMULAÇÃO

Esta etapa do trabalho tem como objetivo principal a reprodução das condições operacionais da UPGN-Ata, levantadas em um teste de corrida efetuado em fevereiro de 1992, para que se tenha uma condição mais concreta de se avaliar o grau de confiabilidade do simulador HYSIM e da correlação de Peng-Robinson para unidades de processamento de gás natural. Para tal não se pode utilizar os números de estágios teóricos das torres mencionados no projeto. Tem-se que descobrir as eficiências das torres de absorção e de destilação, pelo menos as eficiências globais. Estas eficiências servirão como ponto de partida para as simulações de otimização da unidade, que serão feitas na próxima etapa deste trabalho.

O teste de corrida é um levantamento das variáveis operacionais da unidade de processo ( temperaturas, pressões e fluxos volumétricos ), juntamente com uma coleta de amostras das principais correntes para análises laboratoriais.

#### V.2 TIPOS DE REFERVEDOR

Love (1992) classifica os "reboilers" em seis tipos, se-

leccionando aqueles que representam um estágio teórico de separação:

- **Caldeira (Kettle)**, corresponde a um estágio teórico. Ver figura V.1.
- **Circulação forçada**, corresponde a um estágio teórico. Ver figura V.2.
- **Vertical com uma passagem**, corresponde a um estágio teórico. Ver figura V.3.
- **Horizontal com uma passagem**, corresponde a um estágio teórico. Ver figura V.4.
- **Termosifão vertical com circulação natural**, não corresponde a um estágio teórico. Ver figura V.5.
- **Termosifão horizontal com circulação natural**, não corresponde a um estágio teórico. Ver figura V.6.

### V.3 A SIMULAÇÃO

Em relação às simulações anteriores ( representadas pela figura IV.13), esta simulação sofreu alguns ajustes de otimização: foram retiradas três operações do tipo ajuste e foi acrescentada uma operação do tipo reciclo. Por motivo de necessidade de memória do computador e por ser uma operação dispensável ao objetivo final da simulação, foi retirado o vaso de entrada da unidade sem causar prejuízo, pois a amostra do gás natural foi coletada após este vaso. Para corrigir um erro do projeto básico foram introduzidos um misturador e uma bomba no fundo da torre fracionadora de óleo rico (torre 23). Isto porque o projeto considera a temperatura do produto de fundo da torre igual à temperatura de saída do refeedor, como em um sistema convencional de um refeedor "reboiler" tipo caldeira, (ver figura V.1). No en-

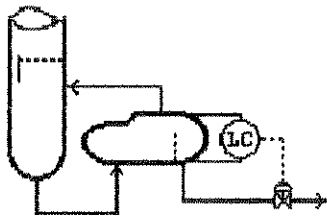


Figura V.1 - "Reboiler" tipo Caldeira.

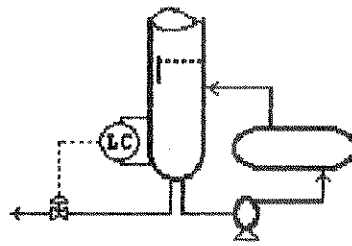


Figura V.2 - "Reboiler" com circulação forçada.

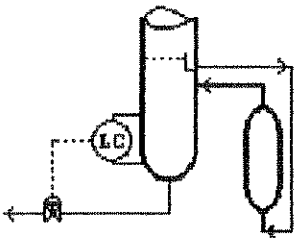


Figura V.3 - "Reboiler" vertical, uma passagem.

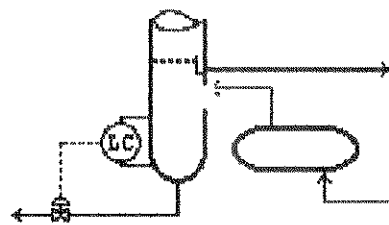


Figura V.4 - "Reboiler" horizontal, uma passagem

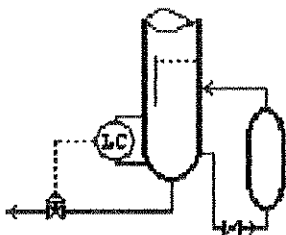


Figura V.5 - "Reboiler" termosifão vertical com circulação natural.

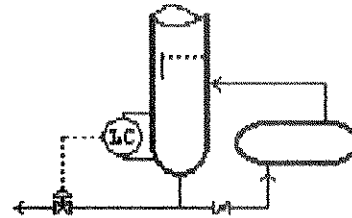


Figura V.6 - "Reboiler" termosifão horizontal com circulação natural.

tanto, na prática, isto não ocorre, porque o líquido bombeado para o forno (refervedor da torre) é uma mistura do líquido que desce da última bandeja com o líquido que retorna do fervedor, como mostra a figura V.2 de um "reboiler" com circulação forçada. A figura V.7 mostra: o fervedor convencional adotado pelo simulador HYSIM, o fervedor real e o esquema utilizado na simulação para representá-lo.

Para ajustar o circuito de resfriamento do óleo pobre e representar as trocas de calor que existem entre as tubulações não isoladas termicamente e o meio ambiente, foi criada uma operação de resfriamento, logo após o pré-aquecedor de carga da torre 23. No total foram simuladas: 116 correntes de fluxos, 21 correntes de energia e 84 operações. A simulação ficou ainda mais complexa com a introdução dos estágios reais nas quatro torres (total de 141 estágios calculados), ver figura V.8.

Foi criada uma escala crescente de prioridade para a alteração dos valores levantados no teste de corrida de acordo com o grau de confiabilidade das medidas. A primeira variável desta escala é a menos confiável:

- composição do GLP
- temperaturas medidas por termômetros bimetalicos
- vazão de gás
- vazão de líquido
- temperaturas medidas com termopares
- pressões
- composição de gás residual
- cargas térmicas dos trocadores de calor

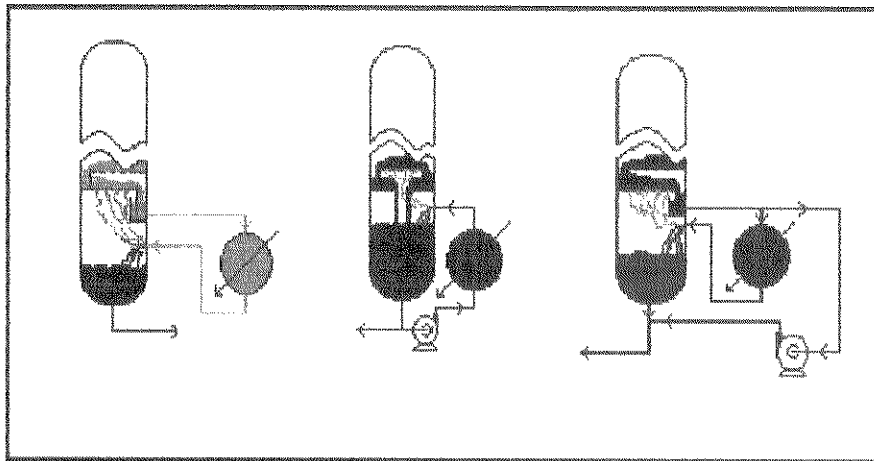


Figura V.7 - Refervedor convencional (esquerda), refervedor da torre 23 (meio) e refervedor como simulado (direita).

#### V.4 METODOLOGIA PARA CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DOS ESTÁGIOS

Princípios de transferência de massa devem ser utilizados para obtenção de relações entre o número de estágios ideais e o número de estágios reais, porém no dia a dia da indústria não é possível dispor de dados de composição dos estágios das torres, o que fez com que relações empíricas fossem desenvolvidas para cálculo de eficiência global, ou seja, eficiência média usada para todas as bandejas da torre. A primeira correlação empírica para eficiência global de torres de destilação foi desenvolvida por DricKamer e Bradford em 1943, utilizando dados de testes em unidades operacionais. Esta correlação é função da viscosidade média molar da alimentação na temperatura média da torre. O'Connell desenvolveu em 1946, duas outras correlações empíricas, uma delas para absorvedoras. A correlação para torres absorvedoras é função da solubilidade do gás absorvido, expressa em termos da constante

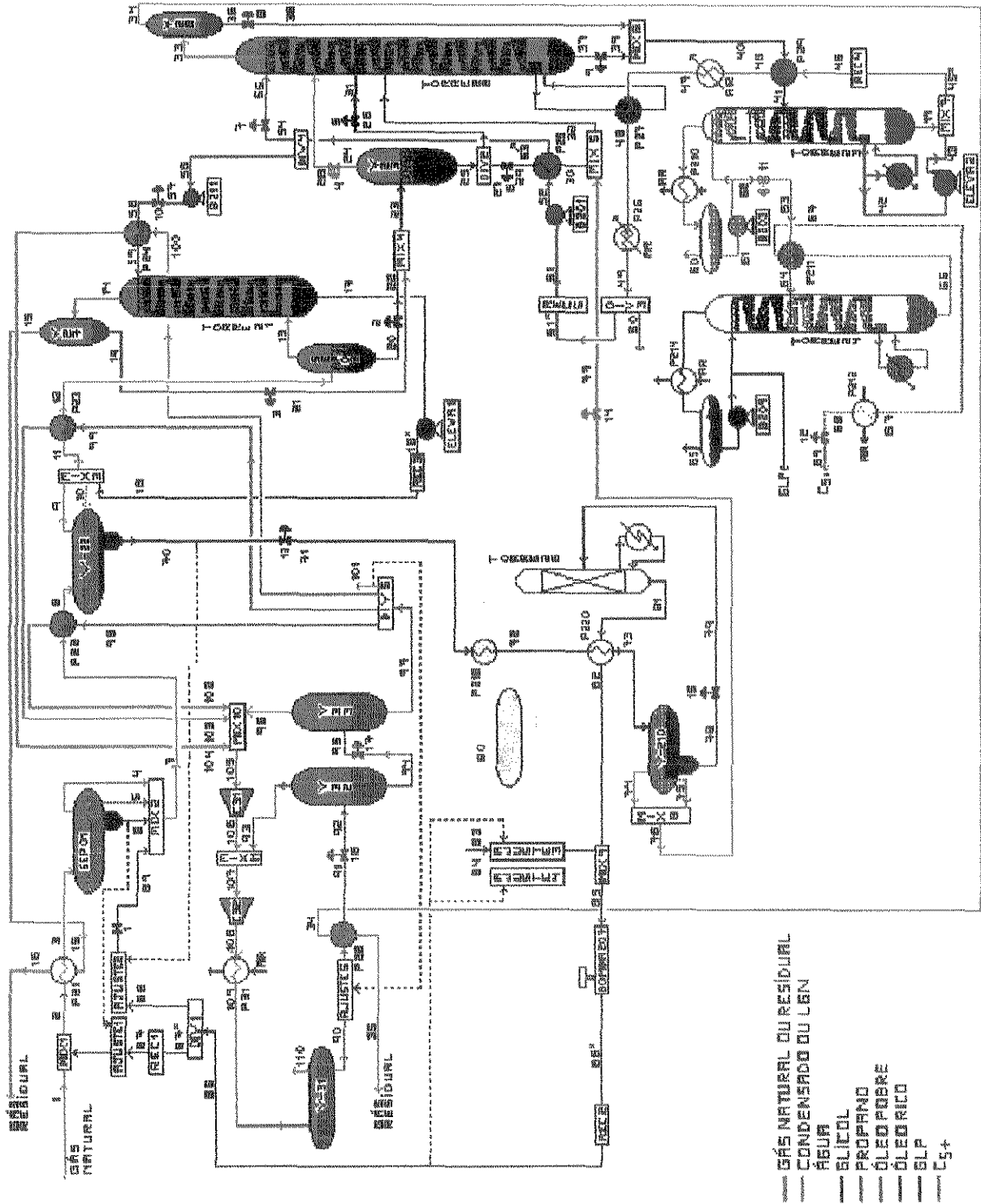


Figura V.8 - Fluxograma da simulação do teste de corrida

de Henry, da pressão do sistema e da viscosidade do líquido. A outra correlação para destilação é função da volatilidade relativa dos componentes leve e pesado e da viscosidade média molar da carga na temperatura média da torre. Estas correlações permitem cálculos rápidos da eficiência global da torre, pois só dependem de propriedades físicas medidas em condições fáceis de serem obtidas; porém sabe-se que esta eficiência depende também das variáveis de transferência de massa que são influenciadas pelo projeto do prato e do grau de mistura do líquido, o que pode vir a comprometer os resultados encontrados (King, 1980).

Nesta simulação, inicialmente foram utilizados os números de estágios teóricos do projeto para se obter os perfis de composição, temperatura e pressão das torres. Com estes perfis e as correlações de O'Connell expressas nos gráficos das figuras V.9 e V.10, calculou-se as eficiências globais das torres e elas não coincidiram com os valores anteriormente utilizados. Simulou-se outra vez a unidade com os novos valores de números de estágios teóricos e assim sucessivamente até que a diferença no percentual de eficiência fosse na primeira casa decimal. Com duas ou três iterações o resultado foi atingido. Todavia, surgiu a idéia de considerar a torre como uma série de torres formadas por cada estágio teórico e calcular as eficiências globais de cada uma destas torres, ou seja, as eficiências dos estágios teóricos. Notou-se que a eficiência aumenta no sentido do topo para o fundo da torre e que nas regiões de carga ela sofre uma redução brusca, voltando a crescer na seção de regeneração mas nem sempre recupera o valor da eficiência da seção de absorção. Como a eficiência aumenta do topo para o fundo da torre para os estágios teóricos, isto também ocorre para os estágios reais. Considerando a eficiência do estágio teórico como a eficiência do prato central que o compõe, traça-se uma curva de eficiência versus estágio real central, obtendo-se assim as eficiências dos demais estágios reais. De posse das eficiências dos estágios reais passa-se a trabalhar com eles no simulador, obtendo-se novos perfis de com-

posição, temperatura e pressão para cada bandeja. Agora, passa-se a considerar cada bandeja como uma torre e utilizando as correlações de O'Connell as novas eficiências das bandejas são calculadas, depois retorna-se à simulação e assim sucessivamente, até que as diferenças de resultados sejam na primeira casa decimal da eficiência percentual. Este método empírico, desenvolvido neste trabalho, mostrou resultados muito bons para a simulação com gás natural, o que não se pode garantir para outros tipos de misturas. As tabelas V.1 e V.2 mostram os resultados obtidos em cada etapa deste método para uma das torres da simulação. As figuras V.11, V.12, V.13 e V.14 mostram as curvas de eficiências das bandejas para as etapas finais do método, para as torres 21, 22, 23 e 24, respectivamente. Ver Maciel e Gomes (1994) e diagrama de bloco da metodologia no Apêndice J.

A correlação de O'Connell para fracionadoras pode ser representada de maneira aproximada pela equação abaixo, a qual pode apresentar um erro na faixa de +7% a -7% em relação aos dados experimentais de torres, levantados pelo próprio O'Connell.

$$\text{Eficiência (\%)} = 48,7663 \times (\alpha_{LK} \times \mu_{\text{carga}})^{-0,255837}$$

$$\alpha_{LK} = \frac{\text{constante de equilíbrio do chave leve}}{\text{constante de equilíbrio do chave pesado}}$$

$$\mu_{\text{carga}} = \text{viscosidade da carga em centipoise.}$$



## Eficiência de torres fracionadoras

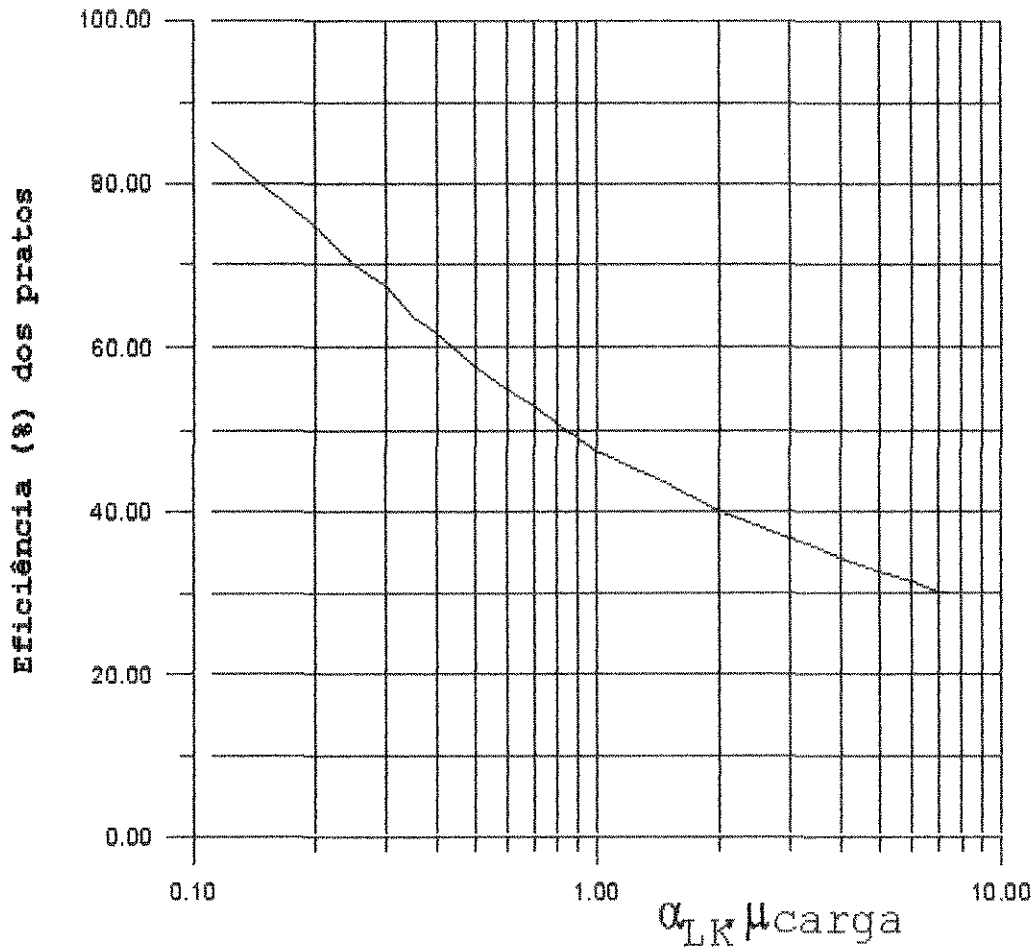
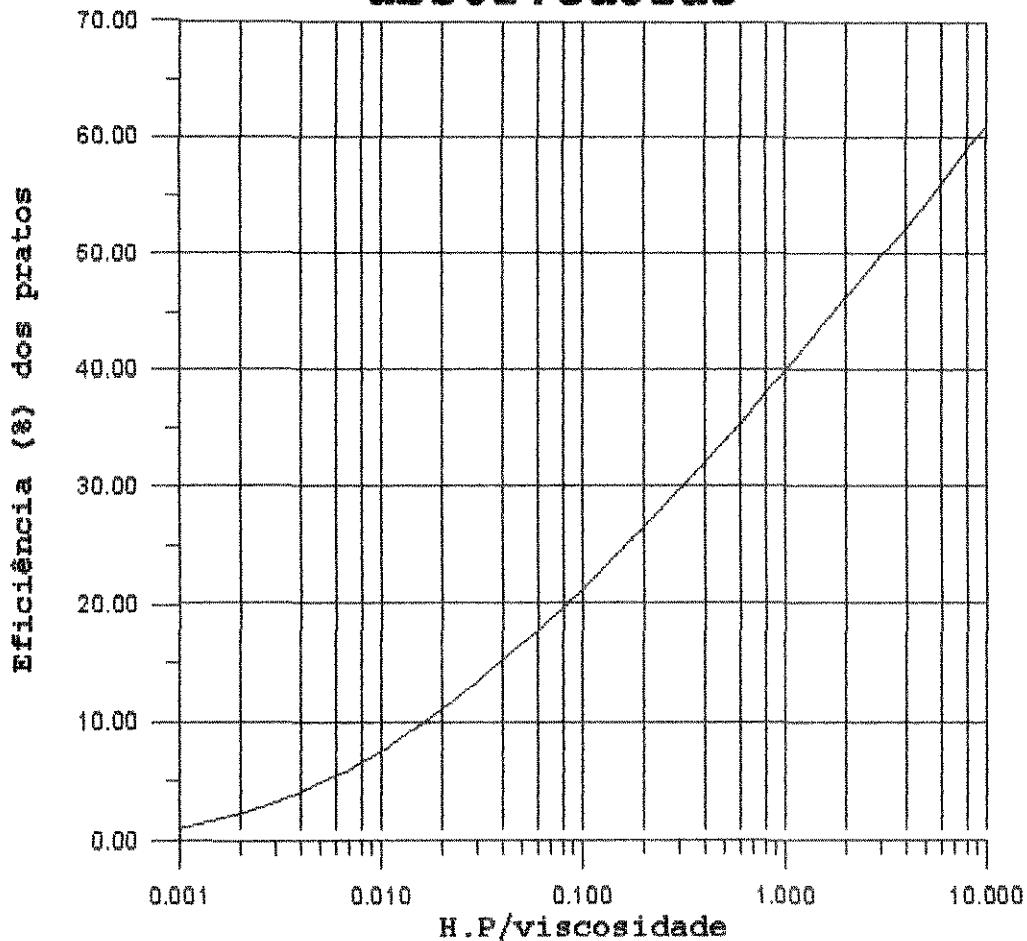


Figura V.9 - Eficiência global de torres fracionadoras, (reproduzida a partir da figura 14.2, Katz et al, 1959)

# Eficiência de torres absorvedoras



$$\begin{aligned}
 \frac{H.P}{\mu} &= \frac{\text{constante de Henry} \times \text{Pressão}}{\text{viscosidade do líquido}} \\
 &= \frac{\text{massa específica do líquido (lb/ft}^3\text{)}}{K \text{ do chave leve} \times (\text{peso mol.} \times \mu(\text{cp})) \text{ líquido}}
 \end{aligned}$$

Figura V.10 - Eficiência global de torres absorvedoras, (reproduzida a partir da figura 14.30, Katz et al, 1959)

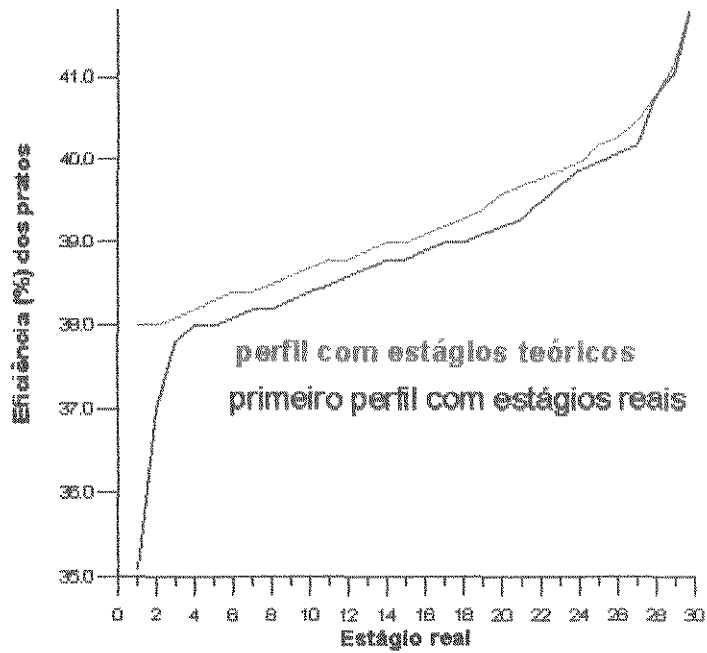


Figura V.11 -Eficiência dos estágios reais da torre 21 (absorvedora)

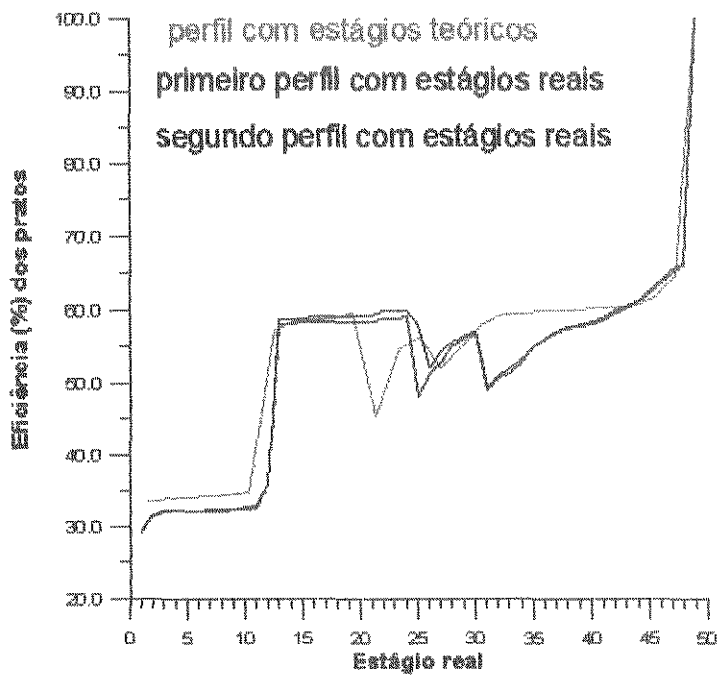


Figura V.12 -Eficiência dos estágios reais da torre 22 (desetanizadora)

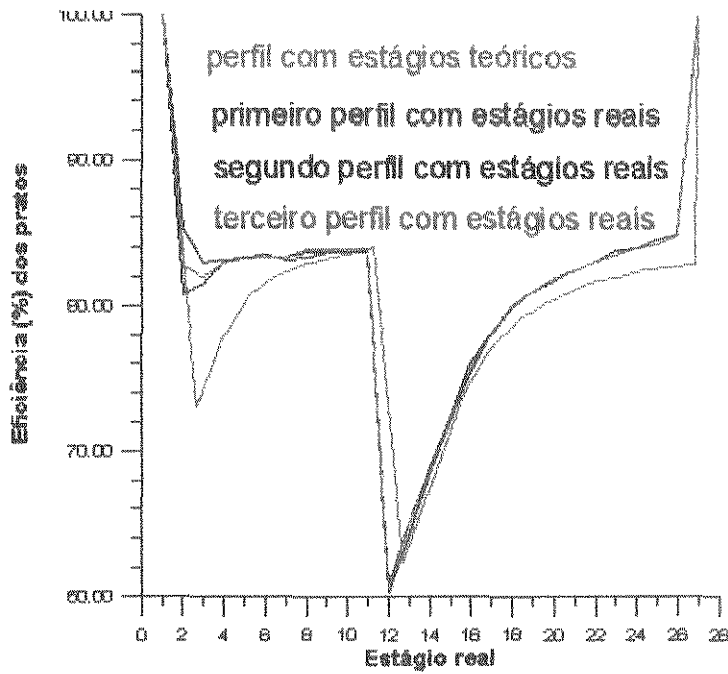


Figura V.13 -Eficiência dos estágios reais da torre 23 (fracionadora)

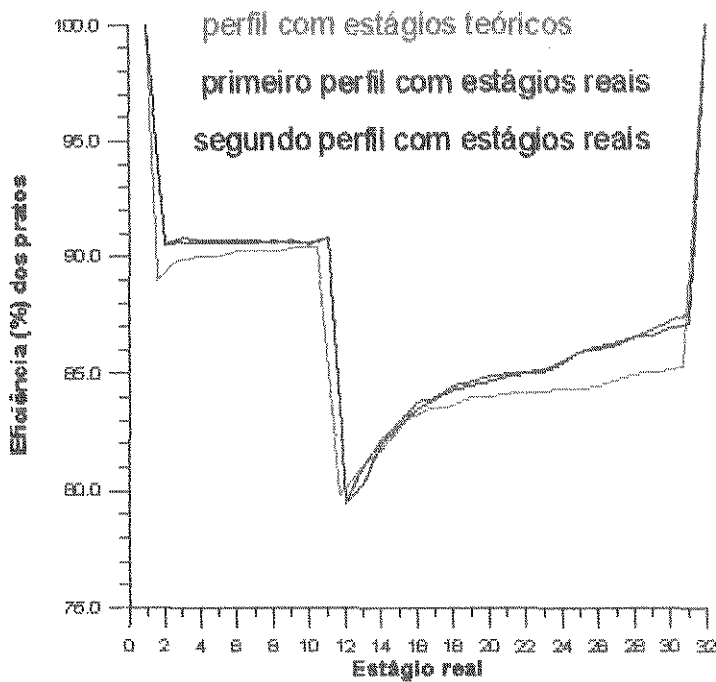


Figura V.14 -Eficiência dos estágios reais da torre 24 (desbutanizadora)

Tabela V.1 - Eficiências dos estágios teóricos da torre 23  
(fracionadora de óleo rico).

Estágio teórico	Primeira simulação		Segunda simulação		Estágio real equi- valente
	Eficiên- cia (%)	Número de estágios reais	Eficiên- cia (%)	Número de estágios reais	
1	100,0	1,000	100,0	1,000	1,000
2	73,0	1,370	73,0	1,370	1,865
3	77,9	1,284	77,9	1,284	3,012
4	81,0	1,235	80,9	1,236	4,272
5	82,2	1,217	82,1	1,218	5,499
6	82,8	1,208	82,8	1,208	6,712
7	83,2	1,202	83,2	1,202	7,917
8	83,7	1,195	83,5	1,198	9,117
9	84,0	1,190	84,0	1,190	10,311
10	65,0	1,538	62,3	1,605	11,709
11	68,5	1,460	68,4	1,462	13,242
12	74,0	1,351	73,9	1,353	14,650
13	77,9	1,284	77,1	1,297	15,975
14	80,0	1,250	79,0	1,266	17,256
15	81,0	1,235	80,2	1,247	18,513
16	82,2	1,208	81,0	1,235	19,754
17	82,6	1,211	81,8	1,222	20,982
18	83,0	1,205	82,1	1,218	22,202
19	100,0	1,000	82,6	1,211	23,417
20	-----	-----	82,7	1,209	24,627
21	-----	-----	83,0	1,205	25,834
22	-----	-----	100,0	1,000	26,834
Total	-----	23,643	-----	27,436	-----
Média	78,9	-----	79,1	-----	-----

A eficiência média inicial estimada foi a de projeto : 68,0 %  
A média não inclui o primeiro e último estágios ( condensador e  
refervedor ).

Tabela V.2 - Eficiência dos estágios reais da torre 23  
(fracionadora de óleo rico)

Estágio	Eficiência real	Eficiência simulação 3	Eficiência simulação 4	Eficiência simulação 5	Eficiência simulação 6
1	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
2	74,2	85,2	80,8	82,8	
3	77,8	83,0	81,5	82,0	
4	80,4	83,2	83,0	83,0	
5	81,7	83,3	83,4	83,3	
6	82,4	83,5	83,4	83,4	
7	82,9	83,2	83,4	83,4	
8	83,2	83,3	83,6	83,8	
9	83,5	83,6	83,6	83,8	
10	83,9	83,6	83,6	83,8	
11	83,0	83,6	83,7	83,9	
12	63,0	60,3	60,8	60,5	
13	67,2	64,2	65,0	65,0	
14	71,5	68,5	68,9	68,6	
15	74,9	72,2	72,5	72,4	
16	77,1	75,4	76,0	75,6	
17	78,6	78,0	78,1	78,0	
18	79,7	79,8	80,0	80,0	
19	80,5	81,0	81,0	81,0	
20	81,1	81,8	82,0	82,0	
21	81,8	82,5	82,5	82,5	
22	82,0	83,1	83,1	83,1	
23	82,5	83,5	83,8	83,5	
24	82,6	82,6	84,0	84,0	
25	82,7	84,6	84,3	84,3	
26	83,0	84,9	84,8	84,8	
27	100,0	100,0	100,0	100,0	

As eficiências usadas são encontradas no gráfico de O'Connell com os perfis anteriores.

Nas tabelas V.1 e V.2 nota-se a convergência rápida do método empírico desenvolvido para eficiência de estágios reais. A torre utilizada aqui para mostrar o desenvolvimento do método é a fracionadora de óleo rico, que tem o menor número de estágios reais (27 estágios, sendo um condensador, um reboiler e 25 bandejas perfuradas). Inicialmente, estimou-se 19 estágios ideais, ou seja, 17 bandejas ideais, o que nos fornece uma eficiência de 68%. Com o perfil encontrado na simulação, encontrou-se no gráfico de eficiência de O'Connell um valor médio de 78,9%, o qual foi usado para a nova simulação. Novamente, no gráfico de O'Connell, encontra-se uma eficiência média de 79,1%, 0,25% maior que a iteração anterior. Com este resultado, encontra-se que a torre tem 27,436 estágios, o que difere da realidade em 0,436 estágios. Considera-se a eficiência do estágio teórico como a eficiência do estágio real central que compõe o estágio teórico e traça-se uma curva, onde se obtém as eficiências dos demais estágios reais. O condensador e o reboiler foram considerados com eficiência de 100%. Com mais três simulações chega-se a resultados com diferenças menores que 1%, bastante aceitável, já que a faixa de erro da própria correlação de O'Connell é de mais ou menos 7%.

## V.5 RESULTADOS DA SIMULAÇÃO

Os valores encontrados no teste de corrida e os valores correspondentes encontrados na simulação final estão mostrados nas tabelas V.3 a V.10. São valores de cargas térmicas, temperaturas, pressões, vazões e composições molares. As figuras V.15 e V.16 mostram as curvas de resfriamento do gás e do óleo de absorção, respectivamente. As figuras V.17, V.18 e V.19 mostram as curvas de composição do gás residual da absorvedora, do gás residual da desetanizadora e do GLP produzido na desbutanizadora, respectivamente; com dados da simulação e das análises cromatográficas. A listagem completa dos resultados da simulação encontra-se no relatório interno (Gomes, 1994) e a configuração da simulação encontra-se no Apêndice C deste trabalho.

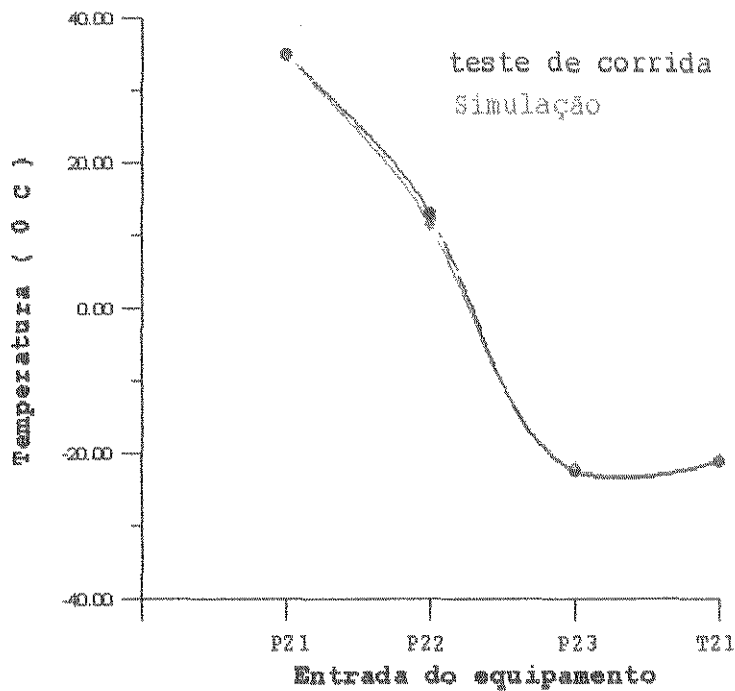


Figura V.15 - Curva de resfriamento do gás ao longo do processo

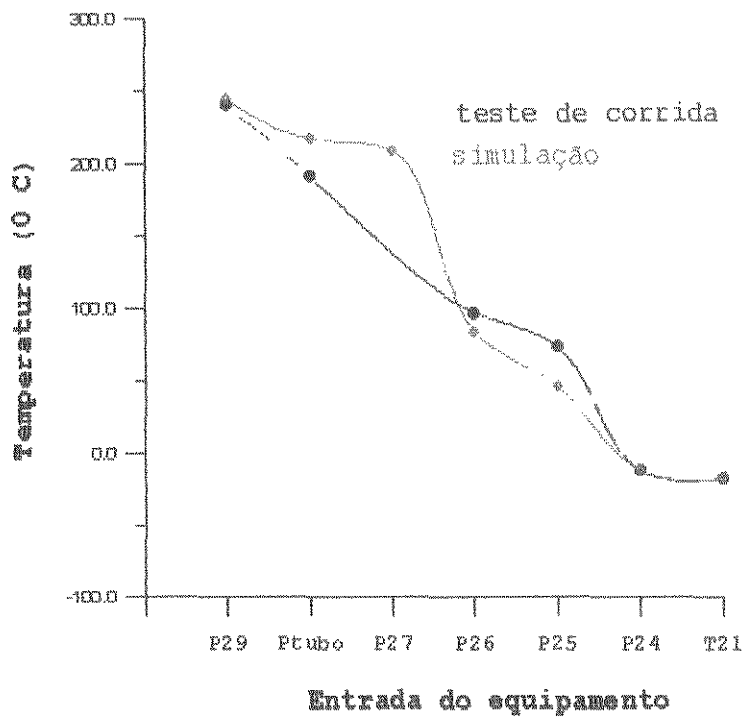


Figura V.16 - Curva de resfriamento do óleo ao longo do processo



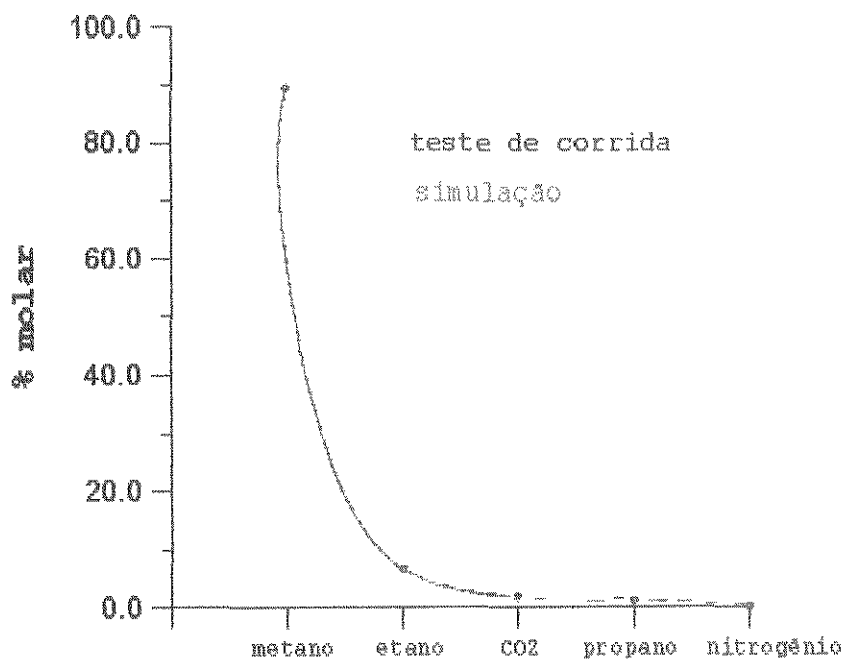


Figura V.17 - Composição do gás residual da torre absorvedora

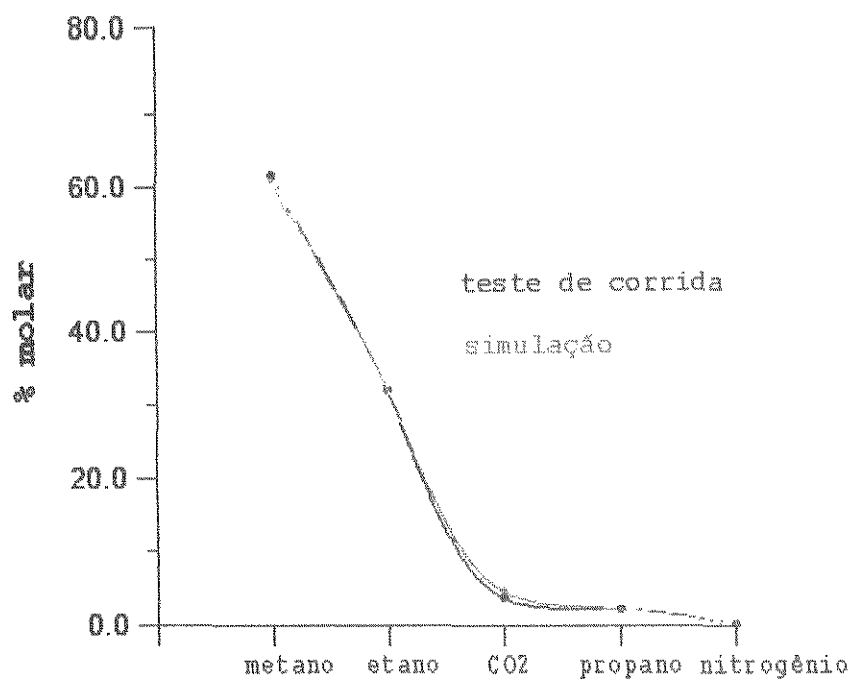


Figura V.18 - Composição do gás residual da torre desetanizadora

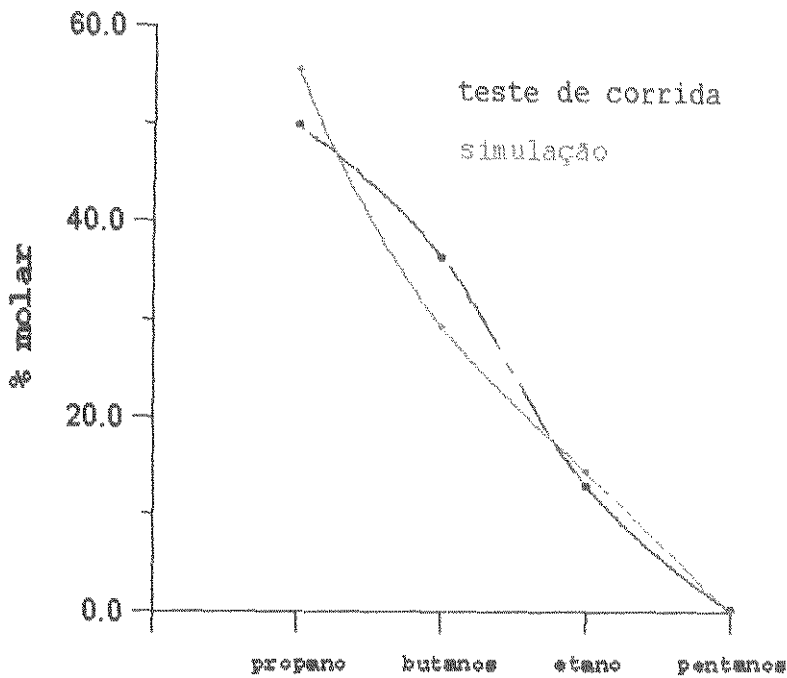


Figura V.19 - Composição do GLP produzido

Comparando-se a tabela V.3 com a simulação 3 da tabela IV.3, nota-se que a carga térmica necessária do forno aumenta em 12,3% para a unidade operando como no teste de corrida, em relação a como operaria com a carga nominal e com gás natural de projeto. Porém houve um aumento de 29,2% na produção, o que mostra uma redução no consumo de gás combustível por produção unitária de LGN. Esta redução no consumo de energia foi devido à redução do peso molecular do óleo de absorção de 145 para 118 g/gmol.

Das três variáveis básicas de uma unidade operacional (pressão, temperatura e vazão), a pressão é a mais fácil de ser medida e o manômetro é o instrumento mais fácil de ser calibrado e de se manter em condições de medição confiável. Logo, procura-se manter os valores de pressão coletados no teste de corrida. Pequenos ajustes foram feitos após várias alterações nas outras variáveis, em busca de se reproduzir cargas térmicas e/ou composições das correntes. Levando em consideração que também existem

erros de leitura da variável, somente dois instrumentos com valores na tabela V.4 mereceriam uma revisão: o do vaso 23 e o da corrente 86\* (descarga da bomba 27). Principalmente o último, pois seria impossível injetar glicol a 31 Kgf/cm<sup>2</sup> no gás natural a 34, 1 Kgf/cm<sup>2</sup>.

Observando-se as figuras V.15 (curva de resfriamento do gás), V.17 (composição do gás residual da torre 21), V.18 (composição do gás residual da torre 22) e as tabelas V.5 (composição molar por cromatografia), V.6 (temperaturas medidas por termopares) e sabendo que se pode confiar nas análises cromatográficas e nas medições por termopares, pode-se afirmar que a simulação consegue reproduzir de maneira confiável o processo da UPGN-Ata. Porém, nota-se algumas distorções nestas tabelas e figuras: na tabela V.6 os termopares das correntes 33, 37, 67 e do topo da torre 23 necessitariam de uma revisão; a composição do GLP do teste de corrida tem menos etano e propano e mais butanos que o da simulação, o que confirma a perda de componentes mais leves durante o processo de coleta da amostra, o qual é precário. Mesmo as análises apresentadas na tabela V.8, com correntes do processo que não possuem pontos de amostragem bem localizados, com possibilidade de contaminação da amostra com líquido (componentes mais pesados); não apresentaram resultados tão ruins quanto os da análise do GLP (Gás Liquefeito de Petróleo).

Tabela V.3 - Cargas térmicas de projeto e da simulação  
( x 10<sup>-5</sup> Kcal / hora)

Permutador de calor	Valor de projeto	Valor da simulação	diferença percentual
P-21	14,88	14,87	-0,07
P-22	24,80	24,81	0,04
P-23	4,21	4,21	0,00
P-24	1,56	1,55	-0,64
P-25	18,33	18,30	-0,16
P-26	13,60	13,60	0,00
P-27	52,50	52,50	0,00
* P-28	2,02	1,48	-26,73
P-29	15,57	15,57	0,00
P-210	38,27	31,17	-18,55
** P-211	3,70	2,88	-22,16
** P-212	1,20	0,21	-82,25
P-213	18,96	18,96	0,00
P-214	22,29	19,00	-14,76
P-218	0,47	0,47	0,00
*** P-219	5,05	1,96	-61,18
P-220	1,16	1,16	0,00
P-301	50,40	45,23	-10,26
Forno	91,00	82,83	-8,98
P-tubo	0,00	4,06	----

\* Devido ao erro de projeto da torre desetanizadora.

\*\* Devido à retirada do condensado estabilizado da carga da torre debutanizadora.

\*\*\* Devido à mudança do projeto após a compra do equipamento.

P-tubo - Representa as perdas de calor para a atmosfera nos tubos sem isolamento térmico.

Tabela V.4 - Pressões das correntes e dos vasos do teste de corrida e valores correspondentes da simulação(Kgf/cm<sup>2</sup>)

Corrente	Teste de	Valor da	Diferença
Número	corrida	simulação	
1	34,1	34,1	0,0
Vaso-22	32,6	32,3	-0,3
Fundo T-21	32,8	32,2	-0,6
Topo T-21	32,3	31,6	-0,7
Vaso-23	19,6	17,5	-2,1
Topo T-22	16,4	15,4	-1,0
57	40,0	40,0	0,0
Vaso-24	11,1	10,8	-0,3
GLP	12,7	12,7	0,0
Fundo T-24	13,3	13,3	0,0
Vaso-210	19,2	19,2	0,0
86*	31,0	34,1	3,1
Vaso-31	18,2	19,2	1,0
Vaso-32	6,2	6,2	0,0
Vaso-33	2,0	2,0	0,0

Tabela V.5 - Composições (% molar) dos produtos analisados por cromatografia gasosa.

Nome do componente	Gás residual T-21		Gás residual T-22		GLP	
	teste corrida	simulação	teste corrida	simulação	teste corrida	simulação
Nitrogênio	1,33	1,24	0,25	0,22	0,02	0,00
Diox.carb.	1,93	1,80	3,69	4,60	0,00	0,00
Metano	89,57	89,80	61,80	60,91	0,01	0,00
Etano	6,73	6,71	31,85	31,88	13,12	14,57
Propano	0,35	0,39	2,19	2,23	50,00	55,79
Butanos	0,01	0,00	0,00	0,02	36,59	29,52
Pentanos+	0,08	0,06	0,22	0,14	0,26	0,12

Tabela V.6 - Temperaturas medidas por termopares e os valores correspondentes da simulação ( °C )

Corrente Número	Teste de corrida	Valor da simulação	Diferença
3	13,2	11,7	-1,5
8	-22,2	-21,8	0,4
11	-17,5	-16,8	0,7
12	-20,9	-20,7	0,2
15	-4,9	-3,8	1,1
17	-16,2	-16,8	-0,6
20	-20,7	-20,7	0,0
29	-23,1	-25,1	-2,0
33	17,0	5,7	-11,3
37	146,0	120,5	25,5
44	265,0	261,9	-3,1
topo T-23	87,0	75,7	-11,3
58	-7,8	-11,0	-3,2
59	-17,0	-17,0	0,0
67	53,0	39,5	-13,5
71	-20,4	-21,3	-0,9
81	122,0	127,6	5,6

A tabela V.7 (temperaturas medidas por bimetálicos) e a figura V.16 (curva de resfriamento do óleo) confirmam o que já era conhecido: os termômetros bimetálicos não são tão confiáveis quanto os termopares. Destacam-se como os mais críticos os termômetros das correntes 48, 49 e 67.

Tabela V.7 - Temperaturas medidas por termômetro bimetálico e os valores correspondentes da simulação (°C)

Corrente Número	Teste de corrida	Valor da simulação	Diferença
1	35,0	35,0	0,0
16	25,0	33,9	8,9
32	60,0	25,1	34,9
35	38,0	42,8	4,8
40	125,0	116,0	-9,0
41	150,0	138,0	-12,0
45	241,0	244,8	3,8
46	191,0	217,2	26,2
47	195,0	208,8	13,8
48	97,0	84,0	-13,0
49	73,0	45,5	-27,5
53	-12,0	-12,0	0,0
61	35,0	32,9	-2,1
63	37,0	33,7	-3,3
64	53,0	46,6	-6,4
GLP	30,0	30,6	0,6
66	141,0	130,2	-10,8
67	50,0	39,5	-10,5
73	88,0	86,2	-1,8
90	44,0	44,3	0,3
91	41,0	40,5	-0,5
108	76,0	82,3	6,3

Tabela V.8 - Composições (%molar) das outras correntes analisadas por cromatografia gasosa.

Nome do componente	Gás do Vaso-22		Gás fundo T-21		LGN	
	teste corrida	simulação	teste corrida	simulação	teste corrida	simulação
Nitrogênio	1,14	1,12	1,22	1,15	0,01	0,00
Diox.carb.	2,00	1,92	2,14	1,91	0,00	0,00
Metano	82,56	84,27	83,03	86,15	0,01	0,00
Etano	9,25	8,71	9,64	8,34	8,08	11,74
Propano	3,47	2,89	2,99	2,04	43,56	44,93
Butanos	1,30	0,95	0,72	0,36	31,05	28,61
Pentanos+	0,28	0,14	0,26	0,05	17,29	14,72

Tabela V.9 - Vazões de correntes e produtos da unidade com valores do teste de corrida e da simulação  
( Gás em Mil M<sup>3</sup>/h e líquido em M<sup>3</sup>/h )

Corrente	Teste de corrida	Simulação	Diferença(%)
Gás Natural	114,1	111,4	-2,4
Gás Residual T-21	101,6	94,0	-7,5
Gás Residual T-22	8,9	8,8	-1,1
Carga da T-24	34,6	33,6	-2,9
GLP	26,2	25,7	-1,9
C5+	7,7	7,9	2,6
Refluxo da T-23	27,0	26,7	-1,1
Refluxo da T-24	19,0	18,7	-1,6
31	23,5	23,5	0,0
Óleo pobre p/T-22	13,8	11,6	-15,9
Óleo pobre p/T-21	82,7	78,9	-4,6
Glicol regenerado	1,7	1,8	5,9
Propano liq. (90)	116,7	102,9	-11,8



Das medições de vazão ( tabela V.9 ), foram consideradas ruins as seguintes: gás residual da torre absorvedora, óleo para a torre desetanizadora e propano líquido saindo do vaso 31.

Tabela V.10 - Destilação ASTM D86 do óleo de absorção,  
% volumétrica e temperatura em ° C.

Destilação ASTM D86	Óleo de absorção teste de corrida	simula- ção
PIE	93,3	96,8
5%	110,0	102,3
10%	116,7	108,7
20%	124,4	116,7
30%	130,6	128,7
40%	135,6	130,7
50%	140,6	134,4
60%	147,8	142,2
70%	155,6	153,4
80%	165,6	163,7
90%	176,7	175,6
95%	186,7	186,9
PFE	201,7	201,8
Densidade	0,754	0,738
Peso molecular	118,34	118,30

Abaixo são fornecidos outros resultados da simulação, para os quais não se dispõe de dados comparativos do teste de corrida:

Consumo de glicol = 21,6 litros / dia.  
Glicol no GLP = 840 ppb em peso  $\Leftrightarrow$  0,24 litros / dia.  
Água no GLP = 20 ppb em peso  
Glicol no C<sub>5+</sub> = 0  
Água no C<sub>5+</sub> = 0  
Glicol no gás residual da T-21 = 47,3 ppb em peso  $\Leftrightarrow$   
0,07litros / dia.  
Água no gás residual da T-21 = 21,0 ppm em peso .  
Glicol no gás residual da T-22 = 160,0 ppb em peso  $\Leftrightarrow$   
0,03 litros / dia.  
Água no gás residual da T-22 = 44,7 ppm em peso.  
Produção de óleo de absorção = 844,8 litros / dia

## V.6 EFICIÊNCIA GLOBAL VERSUS EFICIÊNCIA POR PRATO REAL

Com os dados disponíveis do teste de corrida é possível simular as torres de três formas:

- a - Utilizando estágios teóricos a partir da eficiência global.
- b - Utilizando estágios reais com eficiência dos estágios constante e igual à eficiência global.
- c - Utilizando estágios reais com eficiências calculadas segundo a metodologia do item V.4.

Foram feitas as simulações para cada torre isoladamente e os resultados comparativos estão mostrados nas tabelas V.11 a V.18.

A torre absorvedora foi simulada com os seguintes números de estágios teóricos, respectivos às opções acima : 12 estágios, 11,85 estágios (eficiência global de 39,5%) e 11,79 estágios. Os resultados estão nas tabelas V.11 e V.12, a seguir:

Tabela V.11 - Composição do gás do topo da torre absorvedora nas três opções de simulação, comparadas com o teste de corrida (% molar).

Componente	caso a	caso b	caso c	teste de corrida
Metano	89,8040	89,8033	89,8013	89,5700
Etano	6,7624	6,7088	6,7113	6,7300
CO <sub>2</sub>	1,8052	1,7992	1,7994	1,9300
Nitrogênio	1,2360	1,2367	1,2366	1,3300
Propano	0,3389	0,3863	0,3853	0,3500
Butanos	0,0001	0,0003	0,0003	0,0100
Pentanos +	0,0534	0,0654	0,0658	0,0800

Tabela V.12 - Algumas variáveis da torre absorvedora para as três opções de simulação, comparadas com o teste de corrida ( temperatura em °C, fluxo em Kgmol/h).

Variáveis	caso a	caso b	caso c	teste de corrida
Temperatura do gás na entrada da UPGN	-19,94	-20,71	-20,65	-20,90
Temperatura no topo da torre absorvedora	-4,55	-3,84	-3,85	-4,90
Temperatura no fundo da torre absorvedora	-14,37	-17,00	-16,85	-16,20
Fluxo de gás no topo da torre absorvedora	3924,03	3921,46	3921,74	4238,03

Fazendo uma análise de erro relativo médio dos três casos em relação ao teste de corrida, verifica-se que as diferenças são pequenas entre as três simulações, porém a simulação caso **c** se aproxima mais do teste de corrida, com uma média do módulo do erro relativo de 15,75%. Em segundo lugar vem o caso **b** com 15,90% e em terceiro lugar vem o caso **a** com 16,38%. Desejando-se reduzir a quantidade de trabalho pode-se trabalhar com o caso **b** e desejando-se ganhar capacidade de memória do computador pode-se trabalhar com o caso **a**, sem grandes prejuízos para a simulação; isto porque a torre absorvedora não tem alimentação em pratos intermediários, ficando a diferença entre as três opções apenas em uma fração de estágio teórico: 12,00 estágios, 11,85 estágios e 11,79 estágios, respectivamente.

Para estudar a torre desetanizadora foram aplicados os três casos de simulação já mencionados, considerando a correlação de O'Connell de absorvedoras para a seção de absorção e a correlação de O'Connell de fracionadoras para a seção de regeneração e mais um caso **d**, semelhante ao caso **a**, porém considerando só a correlação de O'Connell de absorvedoras para toda a torre. Assim os números de estágios teóricos ficaram, respectivamente, aos casos da seguinte forma:

- a - Torre absorvedora (4 estágios teóricos) acoplada a uma seção de regeneração de uma fracionadora ( 19 estágios teóricos), com um total de 23 estágios a partir das eficiências globais das duas seções, 33,0% para absorção e 48,5% para a regeneração.
- b - Torre absorvedora (12 estágios reais com eficiência constante de 33,0%) acoplada a uma seção de regeneração (36 estágios reais com eficiência constante de 48,5% e um "reboiler" com eficiência de 100%), totalizando 49 estágios reais e 22,42 estágios teóricos.
- c - Torre absorvedora (12 estágios reais com eficiência variada segundo o item V.4) acoplada a uma seção de

regeneração (36 estágios reais com eficiência variada segundo item V.4 e um "reboiler" com eficiência de 100,0%), totalizando 49 estágios reais e 25,51 estágios teóricos.

d - Torre absorvedora com "reboiler" (19 estágios teóricos, sendo 18 a partir da eficiência global de 37,5% e um "reboiler" com eficiência de 100,0%)

Os resultados comparativos das quatro simulações em relação ao teste de corrida estão nas tabelas V.13 e V.14 :

Tabela V.13 - Composição do gás do topo da torre desetanizadora nas quatro opções de simulação, comparadas com o teste de corrida (% molar).

Componente	caso a	caso b	caso c	caso d	teste de corrida
Metano	60,97	60,88	60,91	60,95	61,80
Etano	31,94	31,83	31,88	31,95	31,85
CO <sub>2</sub>	4,60	4,59	4,60	4,59	3,69
Nitrogênio	0,22	0,22	0,22	0,22	0,25
Propano	2,15	2,31	2,23	2,16	2,19
Butanos	0,01	0,02	0,02	0,02	0,00
Pentanos +	0,11	0,15	0,14	0,11	0,22

Tabela V.14 - Algumas variáveis da torre desetanizadora para as quatro opções de simulação, comparadas com o teste de corrida ( temperatura em °C, fluxo em Kgmol/h).

Variáveis	caso a	caso b	caso c	caso d	teste de corrida
Temperatura do topo da torre	7,26	6,04	5,67	7,31	17,00
Temperatura do fundo da torre	120,52	120,51	120,50	120,52	146,00
Fluxo de Gás no topo da torre	367,87	368,40	368,11	367,95	371,88

Fazendo uma análise de erro relativo médio dos quatro casos em relação ao teste de corrida, verifica-se que as diferenças são pequenas entre as quatro simulações, porém a simulação caso b se aproxima mais do teste de corrida, com uma média do módulo do erro relativo de 17,57%. Em segundo lugar vem o caso c com 17,95%, em terceiro lugar vem o caso d com 18,33% e em último lugar vem o caso a com 18,44% de erro. Desejando-se trabalhar com os perfis internos de vazões e composições, deve-se trabalhar com o caso c, o qual retrata as alterações bruscas nas eficiências das zonas de carga da torre (torre com três alimentações intermediárias). Porém, se se deseja obter apenas as composições dos produtos, pode-se trabalhar com o caso d sem grandes prejuízos para a simulação. O caso d reduz bastante a memória RAM requerida do computador.

A torre fracionadora foi simulada com as três opções:

- a - Utilizando 18 estágios teóricos a partir da eficiência global de 62,0%.
- b - Utilizando 25 estágios reais com eficiência constante e igual a 62,0%, um condensador e um "reboiler", ambos com eficiência de 100,0%, o que totaliza 17,5 es-

tágios teóricos.

- c - Utilizando 25 estágios reais com eficiências calculadas segundo o item V.4, um "reboiler" e um condensador, ambos com eficiência de 100,0%, o que totaliza 21,99 estágios teóricos.

Os resultados estão nas tabelas V.15 e V.16, a seguir:

Tabela V.15 - Composição do LGN do topo da torre fracionadora nas três opções de simulação, comparadas com o teste de corrida (% molar).

Componente	caso a	caso b	caso c	teste de corrida
Etano	11,73	11,70	11,74	8,08
Propano	44,91	44,78	44,93	43,57
Butanos	28,60	28,51	28,61	31,06
Pentanos +	14,76	15,01	14,72	17,29

Tabela V.16 - Algumas variáveis da torre fracionadora para as três opções de simulação, comparadas com o teste de corrida ( temperatura em °C, fluxo em Kgmol/h).

Variáveis	caso a	caso b	caso c	teste de corrida
Temperatura do topo da torre	81,70	72,50	75,70	87,00
Temperatura do fundo da torre	243,60	245,58	244,78	241,00
Fluxo de óleo(fundo)	562,36	561,35	562,52	-----
Reposição de óleo	-0,073	0,937	-0,218	(*)-0,133
Fluxo de LGN	350,94	351,95	350,78	348,79

(\*) Dado histórico, média do ano de 1991.

Fazendo uma análise de erro relativo médio dos três casos em relação ao teste de corrida, verifica-se que as diferenças são pequenas entre as três simulações, exceto no item de reposição de óleo que apresentou grandes diferenças, o que demonstra diferentes perfis internos de composição, tendo a simulação **b** presença de óleo de absorção no topo da torre e as outras duas simulações demonstram incorporação de hidrocarbonetos do gás no óleo, ou seja, produção de óleo, o que está coerente com o histórico da unidade. Este item levou a um erro relativo muito grande para a simulação **b** (804,51%). A simulação caso **a** se aproxima mais do teste de corrida, com uma média do módulo do erro relativo de 15,46%. Em segundo lugar vem o caso **c** com 18,78% e em terceiro lugar vem o caso **b** com 111,62%. Desejando-se reduzir a quantidade de trabalho e ganhar capacidade de memória no computador, pode-se trabalhar com o caso **a** (estágios teóricos), porém se se deseja trabalhar com os perfis internos das torres, deve-se optar pelo caso **c** (eficiências variadas ao longo da torre).

A torre desbutanizadora foi simulada com as três opções:

- a - Utilizando 24 estágios teóricos a partir da eficiência global de 73,0%.
- b - Utilizando 30 estágios reais com eficiência constante e igual a 73,0%, um condensador e um "reboiler", ambos com eficiência de 100,0%, o que totaliza 23,9 estágios teóricos.
- c - Utilizando 30 estágios reais com eficiências calculadas segundo o item V.4, um "reboiler" e um condensador, ambos com eficiência de 100,0%, o que totaliza 28,92 estágios teóricos.

Os resultados estão nas tabelas V.17 e V.18, a seguir:



Tabela V.17 - Composição do GLP do topo da desbutanizadora nas três opções de simulação, comparadas com o teste de corrida (% molar).

Componente	caso a	caso b	caso c	teste de corrida
Etano	14,61	14,49	14,57	13,12
Propano	55,93	55,48	55,79	50,02
Butanos	29,27	29,82	29,52	36,60
Pentanos +	0,19	0,21	0,12	0,26

Tabela V.18 - Algumas variáveis da torre fracionadora para as três opções de simulação, comparadas com o teste de corrida (temperatura em °C, fluxo em Kgmol/h e pressão em Kgf/cm<sup>2</sup>).

Variáveis	caso a	caso b	caso c	teste de corrida
Temperatura do topo da torre	51,00	49,40	50,30	-----
Temperatura do fundo da torre	129,40	131,10	130,20	141,00
Fluxo de GLP	281,85	284,15	282,50	284,84
Pressão de vapor REID do GLP	13,29	13,19	13,27	-----
Temperatura do GLP a 95,0 % vaporizado	0,90	1,20	0,30	1,11

Fazendo uma análise de erro relativo médio dos três casos em relação ao teste de corrida, verifica-se que as diferenças são pequenas entre as três simulações. A simulação caso b se aproxima

mais do teste de corrida, com uma média do módulo do erro relativo de 10,64%. Em segundo lugar vem o caso *a* com 14,05% e em terceiro lugar vem o caso *c* com 25,32%. Desejando-se reduzir a quantidade de trabalho e ganhar capacidade de memória no computador, pode-se trabalhar com o caso *a* (estágios teóricos), porém se se deseja trabalhar com os perfis internos das torres, deve-se optar pelo caso *c* (eficiências variadas ao longo da torre). As três simulações diferem pouco uma da outra, exceto no item do ponto 95% vaporizado do GLP, que aumentou o erro médio da simulação *c*.

Os resultados mostram que as diferenças entre simular a torre com estágios teóricos e simulá-la com estágios reais são pequenas, porém com excessão da torre fracionadora a simulação com estágios reais apresentou mais proximidade com os dados do teste de corrida, além de representar melhor a distribuição de eficiências ao longo da torre. Isto poderia estar relacionado com as composições das cargas das torres e a proximidade com um sistema de comportamento ideal.

## V.7 CONCLUSÃO

A metodologia de simulação aqui desenvolvida para reproduzir as condições operacionais da UPGN-Ata pode ser utilizada de maneira confiável no dia a dia da unidade, identificando possíveis problemas operacionais e informações erradas de instrumentos descalibrados. Caso as alterações para otimização do processo que estão desenvolvidas no próximo capítulo deste trabalho, não venham a ser executadas por algum motivo, esta simulação servirá também para a otimização das condições operacionais e para fazer previsões de produção.

Devido ao tempo decorrido desde o teste de corrida até a presente data (junho de 1994), os instrumentos aqui identificados como descalibrados com certeza já passaram por aferições e calibrações, não cabendo aqui nenhuma recomendação. Porém, a técnica de amostragem de GLP, propano líquido e de C<sub>5+</sub> não deve ter sido alterada. Para melhorar a reprodutibilidade dos dados e se ter mais confiança no simulador, sugere-se que os produtos que estejam no ponto de bolha ou próximo dele (GLP, propano e C<sub>5+</sub>) tenham suas amostras coletadas em recipientes pressurizados com nitrogênio ou que se proceda a coleta segundo o esquema mostrado na figura V.22 mostrada abaixo.

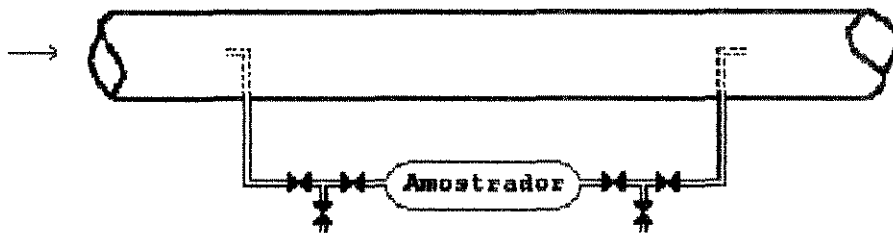


Figura V.22 - Esquema de amostragem de fluidos próximos ao ponto de bolha.

Este esquema proposto permite que o amostrador funcione como um trecho de tubulação em paralelo com a tubulação do processo, com fluxo contínuo através dele, o que faz com que o amostrador esteja sempre cheio com o fluido do processo, sem perdas dos hidrocarbonetos leves, que atualmente ocorrem, devido ao processo de amostragem com purga da amostra para a atmosfera.

## CAPÍTULO VI

### OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA DA UPGN-ATA UTILIZANDO A TECNOLOGIA PINCH

#### VI.1 OBJETIVOS DAS SIMULAÇÕES

Esta etapa do trabalho tem como objetivo principal a otimização energética do processo da UPGN-ATA, utilizando a tecnologia Pinch para avaliar a integração energética da unidade. Para ser possível uma comparação energética entre as simulações deste capítulo com a simulação do capítulo anterior, foram mantidas as cargas térmicas dos permutadores do sistema de resfriamento do gás, respeitada a qualidade dos produtos finais e mantida a produção de pequena quantidade de óleo de absorção, para se evitar reposições deste no processo.

#### VI.2 TRANSMISSÃO DE CALOR

A transmissão de calor ocorre de três formas : condução, convecção e radiação. Em todas elas, é necessária a existência de corpos ou regiões de um corpo com diferença de temperatura, ou seja, uma região fornecedora (alta temperatura) e uma região receptora (baixa temperatura) de calor.

Em todo tipo de fluxo existe um potencial favorável e uma resistência contrária ao fluxo. Assim pode-se definir que um fluxo é diretamente proporcional a um potencial e inversamente proporcional a uma resistência. Isto ocorre com um fluxo de elétrons na corrente elétrica, ocorre em um fluxo de massa em um duto e ocor-

re com o fluxo de calor. No processo de transmissão de calor o potencial é a diferença de temperatura entre as regiões doadora e receptora e as resistências são de diversas formas, dependendo da forma de transmissão, se é condução, ou convecção, ou radiação, ou uma mistura destas três formas (Kern, 1980).

O processo de condução ocorre pela propagação do calor através do contato direto entre as partículas que compõem os materiais ou por movimento destas partículas. Em gases a condução de calor é basicamente devido ao movimento difusional das moléculas. Nos líquidos e nos sólidos dielétricos, a condução é basicamente devido à ondas elásticas. Nos metais ela ocorre pela difusão dos elétrons livres, sendo as oscilações elásticas de menor importância (Isachenko et al, 1974). Para um mesmo potencial, ou seja, para um mesmo diferencial de temperatura, a quantidade de calor transmitida depende da condutância de cada material, que é o inverso da resistência mencionada anteriormente. A condutância depende das características físicas do material, da área exposta ao fluxo (A) e da distância entre as fontes quente e fria (e). Quando a área, a distância e a diferença de temperatura entre as fontes são de valor unitário, o calor transferido é chamado de condutividade térmica do material (k). As expressões matemáticas que representam a transferência de calor por condução são:

$$Q = \text{Condutância} \times \Delta T \quad \Rightarrow \quad \text{Condutância} = k \frac{A}{e}$$

$$Q = k \frac{A}{e} \times \Delta T$$

A condutividade térmica depende das propriedades físicas do material e varia com a temperatura e com a pressão. Para os problemas industriais pode-se considerar um valor médio da condutividade para uma faixa de temperatura, sem introdução de erros significantes. Quanto à variação com a pressão, ela é ainda mais desprezível, só sendo considerada para gases submetidos a grande vácuo. A condutividade térmica da maioria dos líquidos diminui com o au-

mento da temperatura, sendo que a água é uma exceção. Já os sólidos não têm um comportamento regular, alguns aumentam a condutividade com o aumento da temperatura, outros diminuem e outros ora aumentam ora diminuem a condutividade. Os gases aumentam a condutividade com o aumento da temperatura, ( Isachenko, 1974 e Kern, 1980 ).

A transmissão de calor por convecção ocorre devido ao movimento do material. Este movimento pode ser natural ou forçado, o que proporciona a classificação da convecção em : natural e forçada. Uma panela de água no fogo é um exemplo simples de convecção, que poderá ser natural ou forçada : o calor é conduzido pela parede da panela a um filme de água localizado junto a ela; este filme se aquece diminuindo sua densidade, o que o força a subir, sendo substituído por outro mais frio que também será aquecido e assim sucessivamente, se estabelecendo um processo de transferência de calor por movimentação da massa de água. Esta é uma convecção natural. Porém se passa-se a misturar a água com uma colher, a convecção é forçada. Assim como no processo de condução, a convecção é potencializada pela diferença de temperatura e a condutância depende das propriedades físicas do material, da área de fluxo de calor, mas também depende da natureza da agitação do material. Quando a área e a diferença de temperatura são unitárias, o calor transferido é chamado de coeficiente de transferência de calor do processo (h), ficando a expressão matemática para o calor (lei de resfriamento de Newton):

$$Q = h \times A \times \Delta T$$

A radiação envolve a transferência de energia radiante de uma fonte emissora para outra receptora, a qual absorve parte da energia e reflete uma outra parte. A energia emitida é representada pela equação de Boltzmann, onde a variação de calor da fonte depende de um fator de emissividade ( $\epsilon$ ), da temperatura absoluta, da área de emissão e de uma constante dimensional ( $\sigma$ ):

$$dQ = \sigma \times \epsilon \times T^4 \times dA$$

Uma fornalha é um exemplo de processo envolvendo radiação: o calor das chamas é parcialmente absorvido pelas paredes da serpentina por onde circula o material a ser aquecido e outra parte é absorvido pelos gases de combustão que transferem calor para a serpentina pelos processos de condução e de convecção.

Existem alguns tipos de equipamentos utilizados para um processo de transmissão de calor, porém o mais conhecido e o mais utilizado na indústria é o trocador casco-tubo, constituído de um feixe de tubos envolvido por um casco, normalmente cilíndrico. Neste tipo de equipamento a troca de calor ocorre por condução e por convecção. A figura VI.1 mostra um esquema do que ocorre na transmissão de calor de um fluido que circula internamente a um dos tubos que compõem o feixe tubular para um fluido que circula externamente a este tubo. As propriedades físicas dos fluidos e o grau de agitação são diferentes para os dois lados da parede do tubo, existindo diferentes resistências ao fluxo de calor nos lados do tubo; porém o fluxo de calor que atravessa a parede é único. Matematicamente pode-se expressar o acima descrito, segundo as equações a seguir:

$$Q = \frac{A_i (T_i - t_p)}{R_i} = \frac{A_o (t_w - t_o)}{R_o}$$

$$Q = h_i A_i \Delta t_i = h_o A_o \Delta t_o$$

Q - Calor	A - Área de troca térmica
T - Temperatura	t - Temperatura
R - Resistência à troca térmica	i - Parte interna
h - Coeficiente de troca térmica	O - Parte externa
p - Parede interna	w - Parede externa

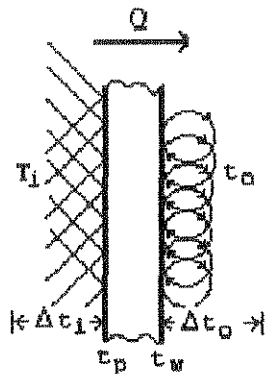


Figura VI.1 - Transferência de calor através da parede de um tubo  
(Figura reproduzida da figura 3.1 do Kern, 1980)

O calor transferido de um fluido para outro em um trocador de calor é calculado segundo as equações abaixo, onde o  $(U)$  representa o inverso do somatório de todas as resistências à transferência de calor e é conhecido como coeficiente global de troca térmica. O  $(U)$  varia com as propriedades dos fluidos, logo varia com a temperatura, porém pode-se considerar um  $(U)$  médio, constante ao longo do trocador de calor, calculado em uma temperatura intermediária do trocador, chamada temperatura calórica. O índice  $ml$  na temperatura, significa a média logarítmica das temperaturas nos terminais do trocador de calor: terminal frio ( $\Delta T_F$ ) e o terminal quente ( $\Delta T_Q$ ). A figura VI.2 mostra os perfis de temperatura para dois trocadores de calor, operando com fluxos paralelos e com fluxos em contra-corrente.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_Q - \Delta T_F}{\ln \frac{\Delta T_Q}{\Delta T_F}}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{A_o}{h_i A_i} + r_w$$

$$r_w = \frac{2,3}{2 \cdot k_m} \log \frac{D_o}{D_i}$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$



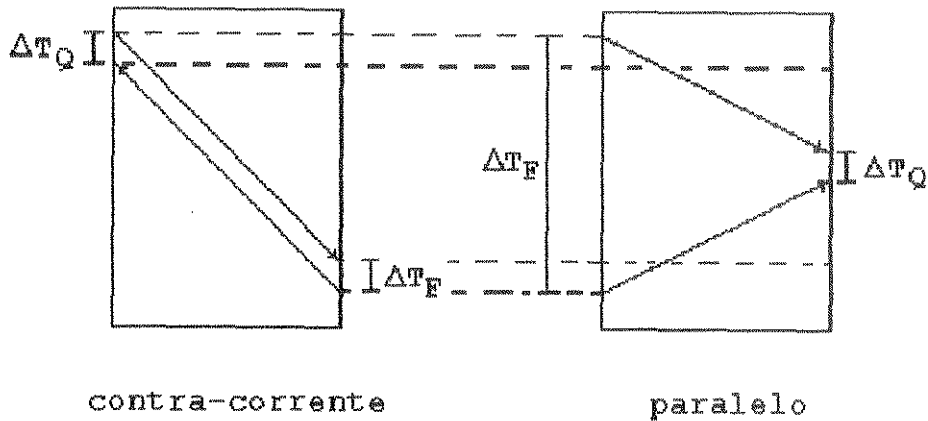


Figura VI.2 - Esquema de fluxos em paralelo e em contra-corrente em um trocador de calor.

Para trocador de calor com mais de uma passagem do fluido pelos tubos e/ou pelo casco, ora os fluxos são paralelos, ora são em contra-corrente, necessitando a introdução de um fator de correção da temperatura média logarítmica (F):

$$Q = U.A.F.\Delta T_{m1} \quad \text{ou} \quad Q = U.A.\Delta T_{m1} \text{ corrigido}$$

O F é calculado em função do número de passes do fluido no casco e do número de passes do fluido nos tubos, em gráficos que podem ser encontrados nas páginas 649 a 654 do (Kern, 1980). Os gráficos para cálculo do  $h_i$  e  $h_o$  para trocadores sem mudança de fase dos fluidos estão nas páginas 655 e 659 do (Kern, 1980). Valores de  $k_m$  encontram-se tabelados na página 619 do mesmo livro. Para condensadores e vaporizadores, o cálculo do  $h_i$  e  $h_o$  estão mostrados nos capítulos 12 a 15 do (Kern, 1980).

Quanto ao emprego dos permutadores de calor, pode-se classificá-los em:

- **Resfriador (cooler)**, resfria líquido ou gás por meio de água.
- **Refrigerador (chiller)**, utiliza fluidos refrigerantes para resfriamento a temperaturas abaixo daquelas obtidas nos resfriadores a água.

- **Condensador**, provoca a condensação parcial ou total de um vapor
- **Aquecedor**, proporciona o aquecimento de um fluido por meio de vapor d'água.
- **Vaporizador**, provoca a vaporização total ou parcial de um fluido.
- **Refervedor (reboiler)**, é um vaporizador específico para fundos de torres de fracionamento.
- **Gerador de vapor**, gera vapor d'água a partir de: calor disponível no processo, queima de combustível ou eletricidade.
- **Especiais**, aqui estão incluídos os preaquecedores de ar, resfriadores a ar (air-cooler), resfriadores de camisas de equipamentos, aquecedores de tanques, etc...
- **Intercambiadores**, utilizado quando se quer aquecer um fluido e resfriar outro ao mesmo tempo.

A TEMA (Tubular Exchange Manufactures Association) classifica os trocadores casco-tubos segundo uma sigla com três letras. A primeira letra classifica o tipo do cabeçote estacionário, a segunda classifica o tipo de casco e a terceira classifica o tipo do cabeçote de retorno:

Primeira letra: A - Tampo e carretel removíveis.

B - Tampo boleado.

C - Feixe de tubos removível ou carretel integrado ao espelho e tampo removível.

D - Tipo especial para alta pressão.

Segunda letra : E - Uma passagem no casco.

F - Duas passagens no casco com defletor longitudinal.

G - Fluxo dividido por defletor.

H - Fluxo duplamente dividido.

J - Fluxo dividido sem defletor.

K - Caldeira.

- Terceira letra: L - Espelho fixo igual ao cabeçote estacionário tipo A.  
M - Espelho fixo igual ao cabeçote estacionário tipo B.  
N - Espelho fixo igual ao cabeçote estacionário tipo C.  
P - Cabeçote flutuante engaxetado externamente.  
S - Cabeçote flutuante com anel bipartido.  
T - Cabeçote flutuante com tampo preso no espelho  
U - Sem cabeçote de retorno, tubo em U.  
W - Cabeçote flutuante engaxetado internamente.

Por exemplo, um trocador muito utilizado é do tipo CEU, feixe de tubo removível, uma passagem no casco e tubos tipo U.

### VI.3 - TECNOLOGIA PINCH

Linnhoff (1982) e (1983) desenvolveu uma metodologia para integração energética de processos, objetivando o menor uso de utilidades, ou seja, explorar ao máximo a permuta de calor nos intercambiadores e utilizar o mínimo das fontes de aquecimento e de resfriamento externas ao processo, como vapor de aquecimento e água de resfriamento. A partir desta metodologia, muitos processos já em uso nas indústrias têm sido modificados para racionalização de energia, com integração energética do processo. Barton (1989) utilizou a tecnologia Pinch para otimizar energeticamente o processo de Pirólise de naftas ou de gasóleo para obtenção de eteno e propeno para a indústria petroquímica. Westphalen (1993) utilizou a tecnologia Pinch na hidratação de butenos para obtenção de 2-butanol.

A tecnologia Pinch utiliza a termodinâmica para determinar a possibilidade da troca de calor, através do estudo da temperatura como a força motriz deste processo. Analisando as várias correntes que necessitam aquecimento e as que necessitam resfriamento, monta-se uma curva de resfriamento e uma curva de aquecimento compostas por estas várias correntes. Estas curvas são plotadas em um gráfico de temperatura versus entalpia. O ponto onde as duas curvas mais se aproximam é chamado de Pinch. Quando o processo está energeticamente integrado, o fluxo de calor é nulo no Pinch, a quantidade de utilidade é mínima, utilidade de aquecimento só aparece acima do Pinch e utilidade de resfriamento só aparece abaixo do Pinch. A parte das duas curvas que se sobrepõem corresponde à quantidade de calor que é integrado e as partes das curvas que não se sobrepõem representam as quantidades mínimas de utilidades necessárias ao processo. Acima do Pinch está a necessidade de utilidade de aquecimento e abaixo está a necessidade de utilidade de resfriamento. Ver figura VI.3.

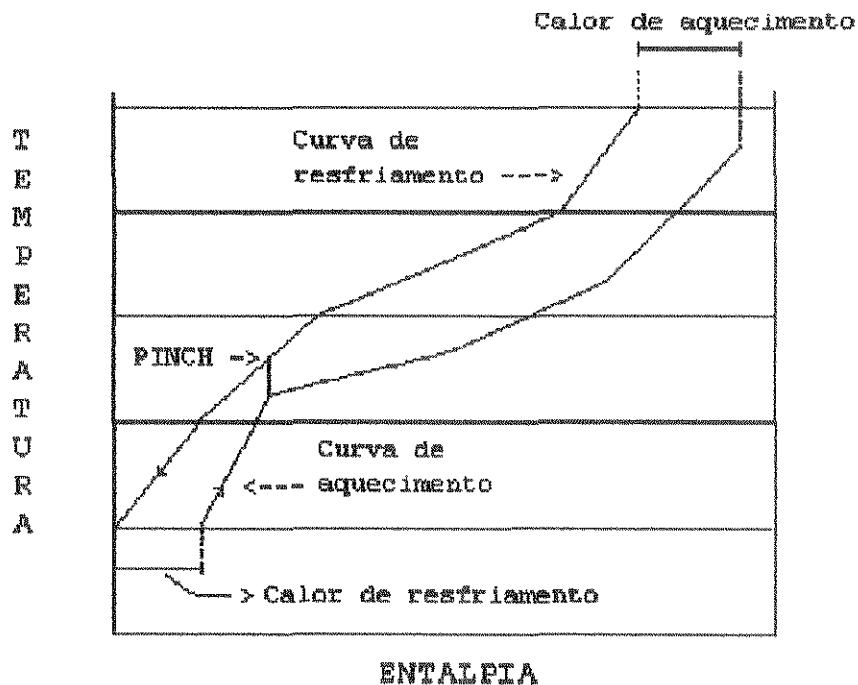


Figura VI.3 - Curvas compostas, aquecimento e resfriamento

As necessidades mínimas de utilidades são chamadas de metas de energia. Linnhoff apresentou um algoritmo para determinação destas metas. O circuito de refrigeração a propano da UPGN-Ata, com as condições encontradas na simulação do capítulo V foi escolhido para ilustrar as etapas que compõem este algoritmo:

1 - Identificar as correntes frias e as quentes, com as temperaturas iniciais e finais e deslocar estas em  $(\Delta T_{\text{mínimo}}/2)$ :

Corrente 1- Propano sendo aquecido no permutador P-22, de -26,58 (98 e 102) para -18,19 °C.

Corrente 2- Propano sendo aquecido no permutador P-23, de -26,58 (99 e 103) para -18,19 °C.

Corrente 3- Propano sendo aquecido no permutador P-24, de -26,58 (100 e 104) para -18,19 °C.

Corrente 4- Gás residual sendo aquecido no permutador P-21, de (16 e 15) -3,85 para 33,91 °C.

Corrente 5- Gás residual sendo aquecido no permutador P-28, de (35 e 36) 5,67 para 42,81 °C.

Corrente 6- Propano recebendo energia no compressor C-01 e passando (105 e 106) de -19,63 para 30,46 °C.

Corrente 7- Propano recebendo energia no compressor C-02 e passando (107 e 108) de 23,73 para 82,15 °C.

Corrente 8- Propano sendo resfriado no " air-cooler " P-31, de (108 e 109) 82,15 para 44,29 °C.

Corrente 9- Propano sendo resfriado no permutador P-28, de 44,29 (90 e 91) para 40,50 °C.

Corrente 10- Gás natural com glicol sendo resfriado no permutador (2 e 3) P-21, de 36,08 para 11,65 °C.

Corrente 11- Gás natural com glicol sendo resfriado no permutador (7 e 8) P-22, de 11,78 para -21,75 °C.

Corrente 12- Óleo pobre sendo resfriado no permutador P-24, de (58 e 59) -10,96 para -17,00 °C.

Corrente 13- Gás natural com glicol e óleo rico sendo resfriado (11 e 12) no permutador P-23, de -16,81 para -20,65 °C.

Os valores entre parênteses se referem às correntes da simulação. As temperaturas das correntes frias são aumentadas e das correntes quentes reduzidas no valor final e aumentadas no valor inicial de  $(\Delta T_{\text{mínimo}}/2)$ . Isto garante que toda diferença de temperatura entre as correntes no permutador seja igual ou maior que o valor do  $\Delta T_{\text{mínimo}}$  escolhido. Steinmeyer (1992) propõe equações para determinação do  $\Delta T_{\text{mínimo}}$  ótimo:

Seção de convecção de fornos  $\rightarrow \Delta T_{\text{mínimo}} = K_1 \cdot (1,33) / (K_E \cdot U)$

Intercambiadores  $\rightarrow \Delta T_{m1} = [(K_1/K_E) \cdot (1,33/U) \cdot (TQ_e - TF_e)]^{0,5}$

$$0,8 < \Delta TQ/\Delta TF < 1,25$$

$$(TQ_e - TF_e) / \Delta T_{m1} < 10$$

$K_1$   $\rightarrow$  Custo unitário da área do permutador (\$/ft<sup>2</sup>/ano).

$K_E$   $\rightarrow$  Custo unitário da energia economizada (\$/Btu/ano).

$U$   $\rightarrow$  Coeficiente global de troca térmica (Btu/hr/(ft<sup>2</sup>)°F).

$\Delta T_{m1}$   $\rightarrow$  Diferença de temperatura média logarítmica.

$TQ_e$   $\rightarrow$  Temperatura de entrada da corrente quente (°F).

$TF_e$   $\rightarrow$  Temperatura de entrada da corrente fria (°F).

2 - Definir intervalos de temperaturas para o balanço energético, para um  $\Delta T_{\text{mínimo}} = 2$  °C, ver figura VI.4 :

Intervalo 1  $\rightarrow$  -25,58 a -22,75 °C  $\rightarrow$  correntes: 1, 2, 3

Intervalo 2  $\rightarrow$  -22,75 a -21,65 °C  $\rightarrow$  correntes: 1, 2, 3, 11

Intervalo 3  $\rightarrow$  -21,65 a -18,63 °C  $\rightarrow$  Correntes: 1, 2, 3, 11, 13

Intervalo 4  $\rightarrow$  -18,63 a -18,00 °C  $\rightarrow$  correntes: 1, 2, 3, 6, 11, 13

Intervalo 5  $\rightarrow$  -18,00 a -17,19 °C  $\rightarrow$  correntes: 1, 2, 3, 6, 11, 12, 13

Intervalo 6  $\rightarrow$  -17,19 a -15,81 °C  $\rightarrow$  correntes: 6, 11, 12, 13

Intervalo 7  $\rightarrow$  -15,81 a -09,96 °C  $\rightarrow$  correntes: 6, 11, 12

Intervalo 8  $\rightarrow$  -09,96 a -02,85 °C  $\rightarrow$  correntes: 6, 11

Intervalo 9  $\rightarrow$  -02,85 a 06,67 °C  $\rightarrow$  correntes: 4, 6, 11

Intervalo 10-> 6,67 a 10,65 °C ->correntes:4, 5, 6, 11  
Intervalo 11-> 10,65 a 12,78 °C ->correntes:4, 5, 6, 10, 11  
Intervalo 12-> 12,78 a 24,73 °C ->correntes:4, 5, 6, 10  
Intervalo 13-> 24,73 a 31,46 °C ->correntes:4, 5, 6, 7, 10  
Intervalo 14-> 31,46 a 34,91 °C ->correntes:4, 5, 7, 10  
Intervalo 15-> 34,91 a 37,08 °C ->correntes:5, 7, 10  
Intervalo 16-> 37,08 a 39,50 °C ->correntes:5, 7  
Intervalo 17-> 39,50 a 43,29 °C ->correntes:5, 7, 9  
Intervalo 18-> 43,29 a 43,81 °C ->correntes:5, 7, 8, 9  
Intervalo 19-> 43,81 a 45,29 °C ->correntes:7, 8, 9  
Intervalo 20-> 45,29 a 83,15 °C ->correntes:7, 8

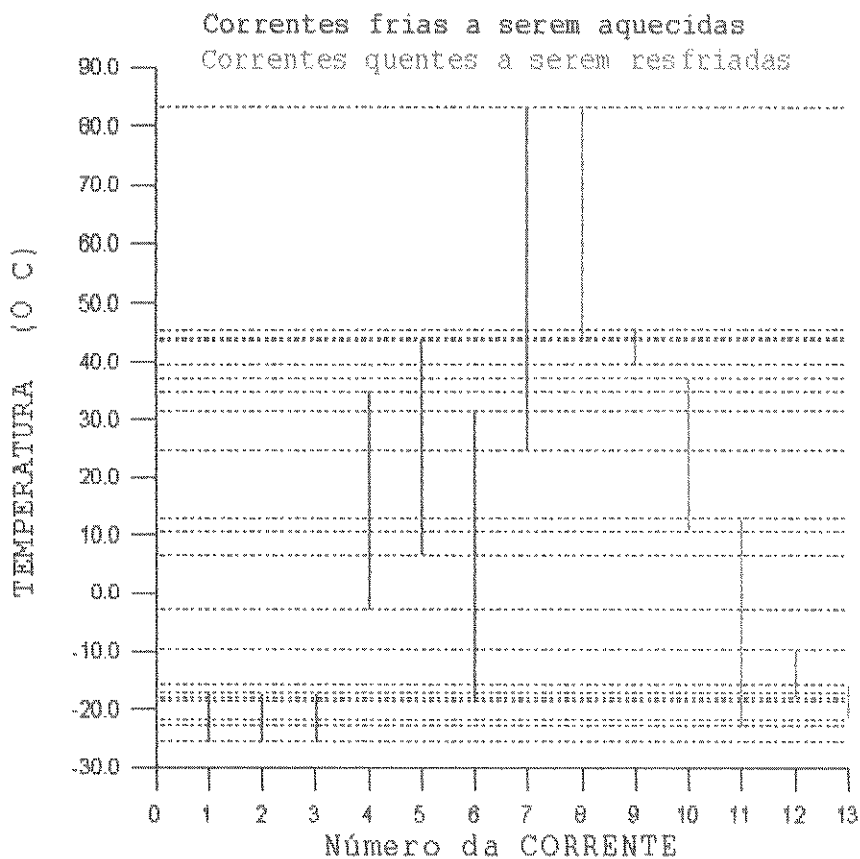


Figura VI.4 - Gráfico para determinação de intervalos de temperatura.

### 3 - Fazer o balanço energético para cada intervalo de temperatura

Intervalo 1	-> $\Delta H = 19,66 \times 10^5$ Kcal/h	-> carência de energia
Intervalo 2	-> $\Delta H = 1,43 \times 10^5$ Kcal/h	-> carência de energia
Intervalo 3	-> $\Delta H = -2,67 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 4	-> $\Delta H = -5,46 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 5	-> $\Delta H = -1,56 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 6	-> $\Delta H = -2,95 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 7	-> $\Delta H = -5,32 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 8	-> $\Delta H = -4,58 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 9	-> $\Delta H = -2,08 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 10	-> $\Delta H = -0,56 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 11	-> $\Delta H = -1,99 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 12	-> $\Delta H = -1,21 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 13	-> $\Delta H = 0,78 \times 10^5$ Kcal/h	-> carência de energia
Intervalo 14	-> $\Delta H = 0,12 \times 10^5$ Kcal/h	-> carência de energia
Intervalo 15	-> $\Delta H = -0,81 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 16	-> $\Delta H = 0,49 \times 10^5$ Kcal/h	-> carência de energia
Intervalo 17	-> $\Delta H = -0,79 \times 10^5$ kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 18	-> $\Delta H = -0,27 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 19	-> $\Delta H = -1,55 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia
Intervalo 20	-> $\Delta H = -38,43 \times 10^5$ Kcal/h	-> excesso de energia

4 - Fazer a distribuição de energia pelos intervalos, pegando o maior valor negativo do saldo de energia e fornecendo como utilidade quente no primeiro intervalo. O saldo no final da distribuição será a utilidade de resfriamento. Ver a figura VI.5.



<u>Intervalo</u> 0 C	<u>Utilidade quente</u> ( x 10 <sup>-5</sup> Kcal/h )	<u>Utilidade quente</u> ( x 10 <sup>-5</sup> Kcal/h )
83,15	0	0
	$\Delta H = -38,43$	$\Delta H = -38,43$
45,29	38,43	38,43
	$\Delta H = -1,55$	$\Delta H = -1,55$
43,81	39,98	39,98
	$\Delta H = -0,27$	$\Delta H = -0,27$
43,29	40,25	40,25
	$\Delta H = -0,79$	$\Delta H = -0,79$
39,50	41,04	41,04
	$\Delta H = 0,49$	$\Delta H = 0,49$
37,08	40,55	40,55
	$\Delta H = -0,81$	$\Delta H = -0,81$
34,91	41,36	41,36
	$\Delta H = 0,12$	$\Delta H = 0,12$
31,46	41,24	41,24
	$\Delta H = 0,78$	$\Delta H = 0,78$
24,73	40,46	40,46
	$\Delta H = -1,21$	$\Delta H = -1,21$
12,78	41,67	41,67
	$\Delta H = -1,99$	$\Delta H = -1,99$
10,65	43,66	43,66
	$\Delta H = -0,56$	$\Delta H = -0,56$
6,67	44,22	44,22
	$\Delta H = -2,08$	$\Delta H = -2,08$
-2,85	46,30	46,30
	$\Delta H = -4,58$	$\Delta H = -4,58$
-9,96	50,88	50,88
	$\Delta H = -5,32$	$\Delta H = -5,32$
-15,81	56,20	56,20
	$\Delta H = -2,95$	$\Delta H = -2,95$
-17,19	59,15	59,15
	$\Delta H = -1,56$	$\Delta H = -1,56$
-18,00	60,71	60,71
	$\Delta H = -5,46$	$\Delta H = -5,46$
-18,63	66,17	66,17
	$\Delta H = -2,67$	$\Delta H = -2,67$
-21,65	68,84	68,84
	$\Delta H = 1,43$	$\Delta H = 1,43$
-22,75	67,41	67,41
	$\Delta H = 19,66$	$\Delta H = 19,66$
-25,58	47,75	47,75
	Utilidade fria	Utilidade fria

Figura VI.5 - Cascadeamento de energia ao longo do processo.

A segunda coluna da figura VI.5 é igual à primeira coluna porque o processo não necessita de utilidade quente. A quantidade de utilidade mínima requerida para um  $\Delta T_{\text{mínimo}}$  de 2 °C é de  $47,75 \times 10^5$  Kcal/h, no entanto, na simulação do capítulo V a carga térmica do condensador de propano foi de  $45,23 \times 10^5$  Kcal/h, menor que a mínima referida acima. Isto ocorreu porque alguns permutadores apresentaram  $\Delta T$  menor que 2 °C, como mostra a tabela VI.1.

Tabela VI.1 - Perfil dos permutadores na simulação do capítulo V.

Permutador	Cargas Térmicas x 10 <sup>5</sup> Kcal/h		$\Delta T_{\text{mínimo}}$ ( °C )	Área de troca
	Projeto	Utilizada		
P-21	14,88	14,87	1,1	Ótima
P-22	24,80	24,81	4,8	Ótima
P-23	4,21	4,21	1,4	Ótima
P-24	1,56	1,55	7,2	Ótima
P-25	18,33	18,30	13,2	Pequena
(*) P-26	13,60	13,60	----	-----
P-27	52,50	52,50	17,2	Pequena
P-28	2,02	1,48	1,5	Grande
P-29	15,57	15,57	101,2	Pequena
(*) P-210	38,27	31,17	----	-----
P-211	3,70	2,88	5,8	Ótima
(*) P-212	1,20	0,21	----	-----
(**) P-213	18,96	18,96	41,7	Pequena
(*) P-214	22,29	19,00	----	-----
P-218	0,47	0,47	105,0	Pequena
(**) P-219	5,05	1,96	22,9	Pequena
P-220	1,16	1,16	37,0	Pequena
(*) P-31	50,40	45,23	-----	-----

(\*) Utilidade de resfriamento, (\*\*) utilidade de aquecimento

Linhoff (1982) considera  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$  como o  $\Delta T_{\text{mínimo}}$  ótimo para um permutador de calor, ou seja, valores menores levam à uma área de troca térmica anti-econômica. Para se determinar qual o valor ótimo para ser utilizado nos projetos brasileiros, ter-se-ia que fazer uma análise econômica, como por exemplo foi desenvolvido por Steinmeyer (1992). Para a análise das áreas dos permutadores na tabela VI.1 foi utilizado o valor de  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

#### VI.4 APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA PINCH NO PROCESSO GERAL DA UPGN-ATA, UTILIZANDO O SIMULADOR HYSIM.

A tecnologia PINCH pode ser aplicada ao processo através do próprio HYSIM, porém necessita-se que os trocadores de calor estejam corretamente identificados quanto à função que desempenham: intercambiador, resfriador ou condensador (utilidade fria), aquecedor ou refeedor (utilidade quente).

Na simulação para reproduzir as condições operacionais do teste de corrida, alguns intercambiadores foram desmembrados em aquecedores e resfriadores para facilitar a estratégia da simulação. Logo, aproveitando-se a simulação já criada, criou-se algumas correntes iguais às correntes envolvidas nestes permutadores e novos permutadores que retratam a realidade dos equipamentos. Também criou-se um permutador de calor com as correntes envolvidas no refeedor da torre desetanizadora (P-27) e aplicou-se a análise do PINCH.

As curvas compostas de troca de calor ( ver figura VI.3 ) podem ser feitas de duas maneiras no HYSIM: considerando todos os permutadores de calor, inclusive os de utilidades ("PROCESS composite heat exchange curve"); ou, desconsiderando os de utilidades ("FLOWSHEET composite heat exchange curve"). Se a diferença

de temperatura entre as curvas fria e quente no ponto de PINCH for menor na opção "FLOWSHEET", então é possível modificar a disposição dos permutadores para uma maior integração energética do sistema. A tabela VI.2 nos mostra que na opção "FLOWSHEET" o processo não necessita de utilidade fria, necessita de uma pequena quantidade de utilidade quente ( $0,14 \times 10^5$  Kcal/h) e que é possível modificar o processo para maior integração energética. Porém, só existem duas utilidades frias no processo que não estão ligadas a uma torre de absorção ou de destilação: o P-26 (resfriador de óleo pobre) e o P-212 (resfriador de  $C_{5+}$ ). As demais utilidades frias são condensadores de topo das torres de destilação ou condensador do circuito de propano, o qual já demonstrou estar totalmente integrado. As utilidades quentes são todas refervedores de torres, os quais não podem ser eliminados. Infelizmente no processo de destilação é necessário fornecer energia para a vaporização e retirar energia para condensação. Logo, retirando o P-26 e fornecendo para as torres de destilação o calor que ele jogava para a atmosfera, reduz-se a quantidade de utilidade quente requerida nos refervedores. Assim, só falta otimizar o processo de separação nas torres, para consumir o mínimo possível de utilidades, já que é impossível eliminá-las. As figuras VI.6 e VI.7 mostram as curvas compostas pelo HYSIM para as duas opções: "PROCESS" e "FLOWSHEET", respectivamente.

Tabela VI.2 - Resultados das duas modalidades de análise do PINCH

	"PROCESS"	"FLOWSHEET"
AT no PINCH ( $^{\circ}C$ )	32,75	4,83
Temperatura, curva quente no Pinch ( $^{\circ}C$ )	99,55	-21,75
Temperatura da curva fria no Pinch ( $^{\circ}C$ )	66,80	-26,58
Utilidade quente (Kcal/h)	7.987.490	14.138
Utilidade fria (Kcal/h)	11.263.900	0,0

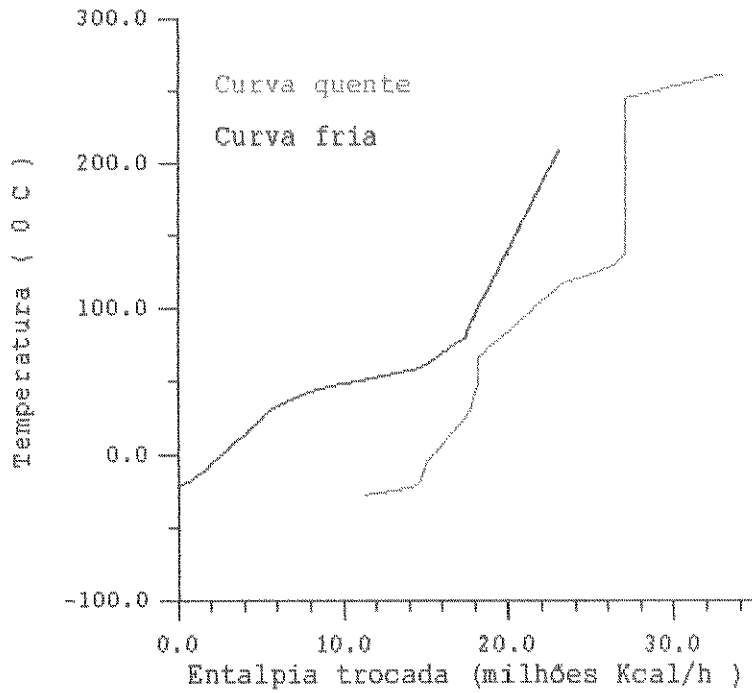


Figura VI.6 - Curva composta de troca térmica para a opção "PROCESS".

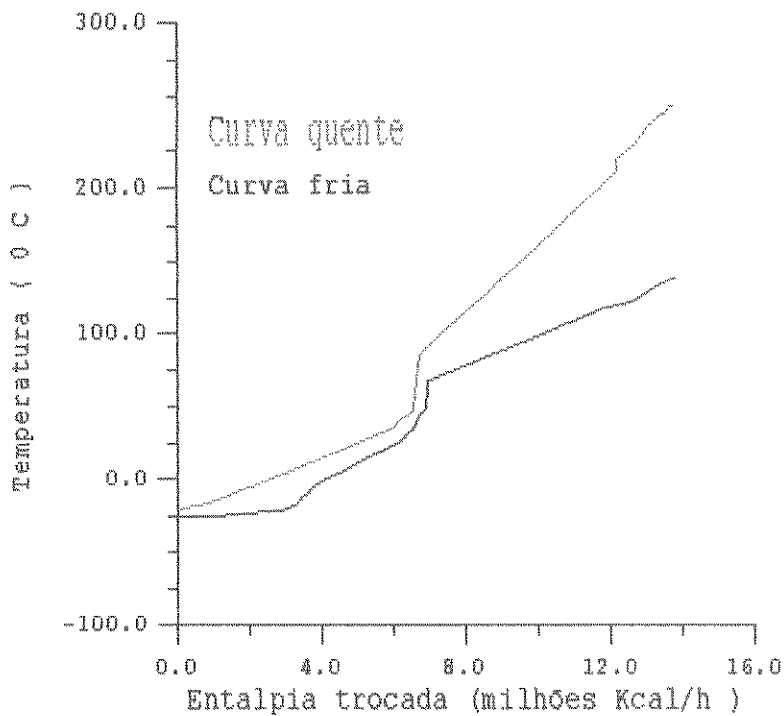


Figura VI.7 - Curva composta de troca térmica para a opção "FLOWSHEET".

Baseando-se no  $\Delta T_{\text{mínimo}}$  de 10 °C, nota-se na tabela VI.1 que existe um pequeno potencial de troca térmica nos intercambiadores: P-25 (aquecedor de carga da torre desetanizadora), P-27 (refervedor da torre desetanizadora) e P-220 (aquecedor de carga da torre regeneradora de glicol). No entanto, nos intercambiadores P-29 e P-218 existe um grande potencial de troca térmica, sendo que para o P-218 a troca térmica está limitada à vazão de refluxo da torre regeneradora de glicol que não pode ser aumentada. Para aumentar a troca térmica no P-29 é necessário aumentar a fração de vapor na carga da torre fracionadora de óleo rico, o que é possível desde que não se necessite fazer reposição de óleo no sistema, devido à contaminação do LGN com óleo pobre. O aumento da troca térmica no P-29 provoca um maior resfriamento do óleo pobre, sendo possível até se eliminar a utilidade de resfriamento do P-26. No entanto, no dia a dia operacional, usa-se o artifício de se desviar o óleo quente do P-29 (diminuindo a carga térmica) para se aumentar a carga térmica no refervedor da desetanizadora, o que significa que não se pode resfriar mais o óleo pobre, a não ser que se aumente a área de troca térmica do refervedor da torre desetanizadora e se reduza a perda de calor nas tubulações entre estes dois permutadores, representada nas simulações pela operação PTUBO. Também é possível fornecer mais calor para a carga da torre desbutanizadora, colocando-se um permutador de calor antes do aquecedor de carga (P-211). Este permutador resfriaria o óleo cedendo calor para a corrente de carga da torre, antes dela ser aquecida com o produto de fundo da torre.

#### VI.5 - AS SIMULAÇÕES COM A UPGN-ATA INTEGRADA ENERGETICAMENTE.

Foi montado um novo "lay-out" para o circuito de resfriamento do óleo de absorção, retirando-se a utilidade fria ( P-26,

resfriamento do óleo com ar ), aproveitando-se o calor que era perdido para a atmosfera para aquecer mais as cargas das torres de fracionamento do óleo rico e da desbutanizadora. Para aquecer mais a carga da torre fracionadora sem provocar cruzamento nas correntes ("cross") do refeedor da torre desetanizadora (P-27), aumentou-se a carga térmica do aquecedor de carga (P-29) em 28,5% e se reduziu a perda de calor nas tubulações (PTUBO) em 52,8%. Na simulação do teste de corrida, o óleo era resfriado de 217,2°C para 208,8 °C nas tubulações. Para aquecer mais a carga da desbutanizadora, criou-se um aquecedor em série com o já existente (P-211), sendo que o fluido de aquecimento é o óleo de absorção, enquanto que no P-211 é utilizada a corrente quente de C<sub>5+</sub> do fundo da torre. Desta forma, aproveita-se todo o calor que era perdido no P-26.

Na nova simulação, arquivo UPGPINCH.SIM, mostrado no relatório interno (Gomes, 1994) e com estrutura mostrada no Apêndice D deste trabalho, o óleo de absorção é resfriado de 209,2 para 205,2 °C nas tubulações e a sigla P-26 é utilizada para representar o novo aquecedor de carga da torre desbutanizadora, ver figura VI.8. Nesta simulação, a carga da torre fracionadora que era 20,52% vaporizada passou a ser 23,34% vaporizada. Já a carga da torre desbutanizadora passou de 12,62% para 77,19% vaporizada. No entanto, não se fez a otimização energética das duas torres, porque isto envolve alterações nas posições das cargas, ficando como opção somente a integração dos permutadores.

A partir dos resultados encontrados na simulação UPGPINCH.SIM, as torres fracionadora de óleo e a desbutanizadora foram estudadas separadamente para otimização energética, variando-se a posição da carga e a vazão de refluxo. Na torre fracionadora procurou-se reproduzir o peso molecular do óleo de absorção (produto de fundo da torre) e sua vazão molar. Na torre desbutanizadora procurou-se reproduzir o ponto 95% vaporizado da curva de destilação TBP (ponto de ebulição verdadeiro) e a vazão molar do GLP

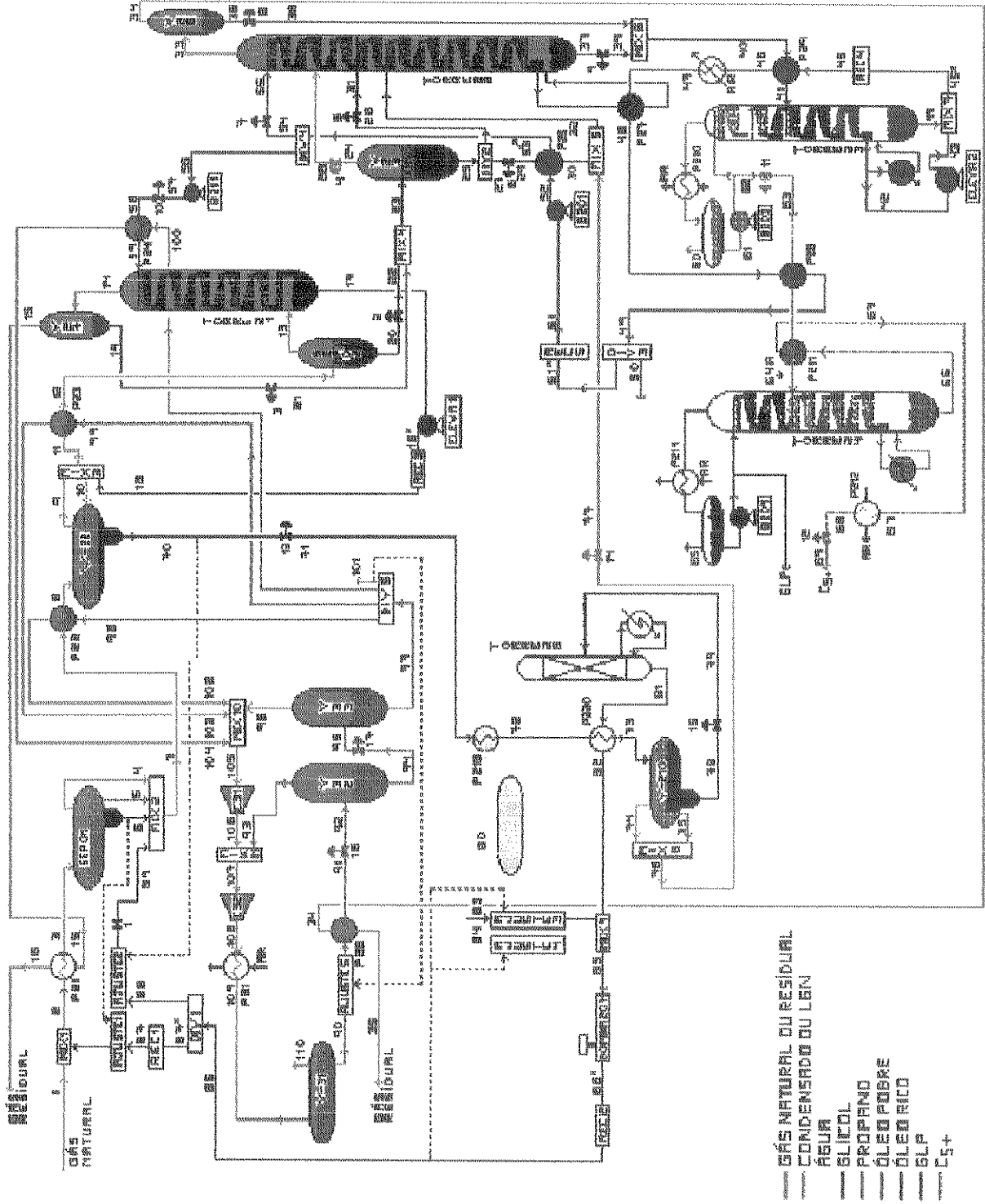


Figura VI.8 - Fluxograma da UPGN integrada energeticamente



(produto de topo da torre). A tabela VI.3 mostra que o estágio ótimo de carga da torre fracionadora é o 12, ou seja, a 11ª bandeja da torre, contando do topo para o fundo, não havendo necessidade de alterações na torre. A tabela VI.4 mostra que o estágio ótimo de carga da torre desbutanizadora é o 22, ou seja, a 21ª bandeja, contada do topo para o fundo da torre, sendo necessárias modificações na torre, já que originalmente a carga entra na 11ª bandeja.

Tabela VI.3 - Estágio ótimo de carga da torre fracionadora

Estágio de carga	Carga térmica (milhões Kcal/h)	Produto do fundo da torre	Vazão de produto	temperatura	Vazão de Refluxo	
	(condensador + referveador)	Vazão Kmol/h	peso molecular g/gmol	oC	Kmol/h	
10	3,423	6,083	561,976	118,332	261,2	339,1
12	3,405	6,063	561,966	118,330	261,2	333,9
14	3,453	6,106	561,964	118,328	261,2	344,4
16	3,568	6,218	561,987	118,325	261,2	369,0

Outra simulação da UPGN-Ata foi montada, utilizando-se a mesma estrutura da simulação UPGPINCH.SIM, porém, alterando-se o prato de carga, as eficiências dos pratos e a vazão do refluxo da torre desbutanizadora. Os resultados estão no arquivo UPGOTMZA.SIM, no relatório interno (Gomes, 1994) e a estrutura da simulação que diferencia da estrutura do arquivo UPGPINCH.SIM encontra-se no Apêndice E deste trabalho.

Tabela VI.4 - Estágio ótimo de carga da torre desbutanizadora

Estágio de carga	Carga térmica (milhões Kcal/h) condensador	refer- vedor	Produto do topo Vazão Kmol/h	Ponto 95% da TBP oC	tempera- tura do fundo oC	Vazão de Refluxo Kmol/h
10	2,385	1,326	282,503	0,3	130,1	324,9
12	2,165	1,105	282,507	0,3	129,9	268,4
14	2,056	0,996	282,508	0,3	129,8	240,1
16	1,991	0,930	282,507	0,3	129,6	223,2
18	1,947	0,886	282,501	0,3	129,4	211,9
20	1,926	0,864	282,491	0,3	129,3	206,2
22	1,915	0,853	282,498	0,3	129,1	203,4
24	1,915	0,853	282,498	0,3	129,1	203,4
26	1,937	0,871	282,495	0,3	127,9	208,2

Opções complementares para a otimização energética foram identificadas para o sistema de combustão do forno: utilização do ar quente do condensador de topo da torre fracionadora (P-210) na reação de combustão do gás combustível ou pré-aquecimento do ar que entra no forno com os gases de combustão da chaminé. Foram montadas duas estruturas de simulação para o sistema do forno: uma utilizando o ar do P-210, a qual também serve para simular o sistema do forno sem alterações (fazendo-se a corrente de energia do P-210 igual a zero), ver a figura VI.9. A outra utiliza o calor da chaminé para pré-aquecer o ar para a reação de combustão, ver a figura VI.10.

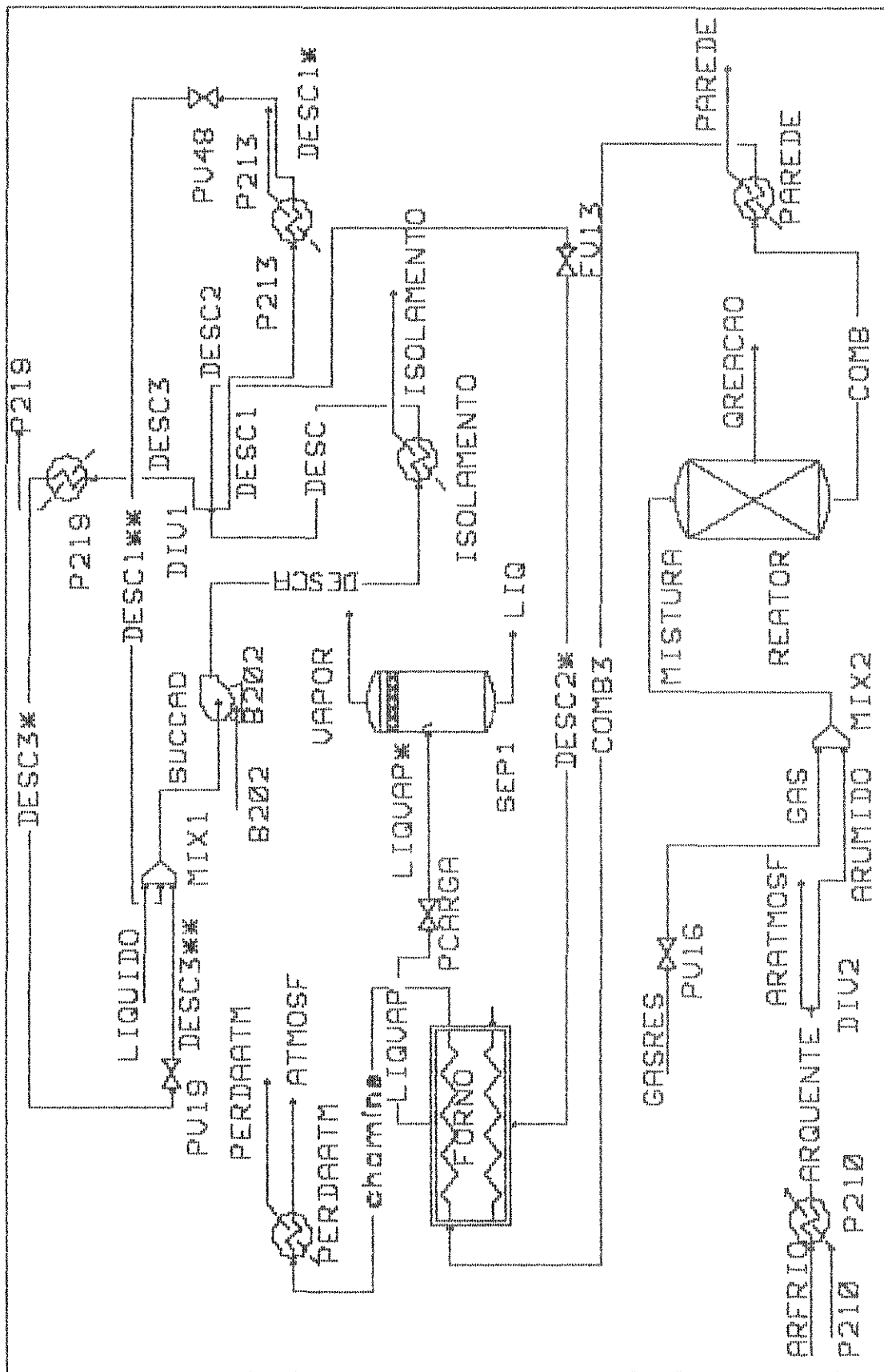


Figura VI.9 - Fluxograma do sistema do forno para as opções de ar frio ou ar do P-210

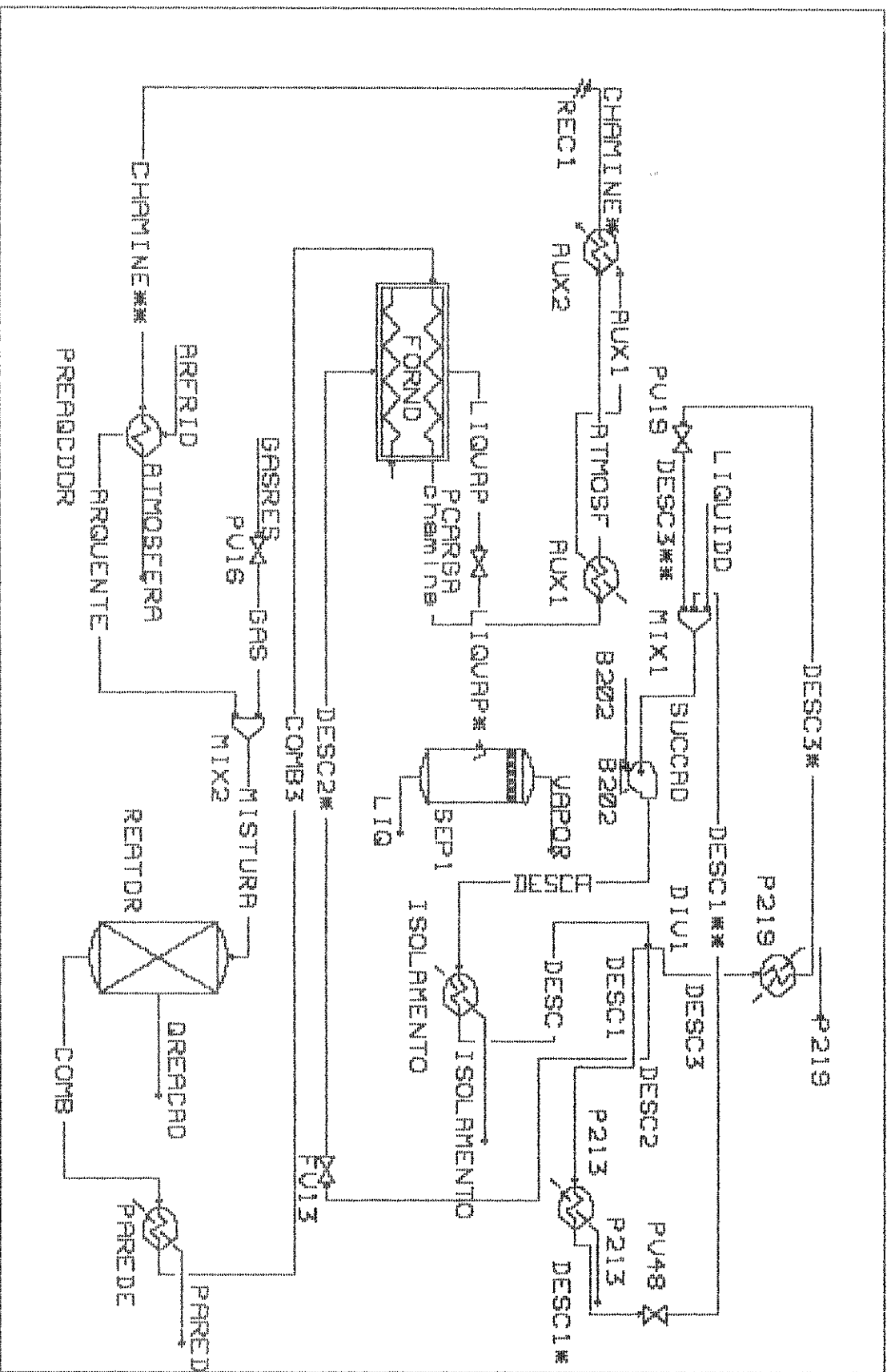


Figura VI.10 - Fluxograma do sistema do forno para o ar pré-aquecido com gases da chaminé

Utilizando estas duas estruturas montou-se 6 arquivos para situações diferentes:

- Arquivo FORNOINT.SIM, que simula o sistema do forno com as condições do teste de corrida, encontradas no arquivo UPGNOPE3.SIM. Esta simulação serviu para reproduzir como o forno estava operando e que fração da energia estava sendo perdida pela chaminé, para uma perda de 2% nas paredes do forno (valor este encontrado no teste de aceitação do forno, feito quando este entrou em operação em 1981). O valor da eficiência do forno encontrado foi utilizado nas demais simulações.

- Arquivo FORNOIN2.SIM, que simula o sistema do forno para a UPGN operando com integração energética ( dados do arquivo UPGPINCH.SIM), sem alterações no forno.

- Arquivo FORNOIN3.SIM, que simula o sistema do forno com ar quente do F-210, para a UPGN integrada energeticamente ( dados do arquivo UPGPINCH.SIM ).

- Arquivo FORNOIN4.SIM, que simula o sistema do forno com ar aquecido com os gases da chaminé do forno, também utilizando os dados do arquivo UPGPINCH.SIM.

- Arquivo FORNOIN5.SIM, que simula o sistema do forno sem alterações e utilizando dados da UPGN integrada energeticamente e com otimização das torres de destilação ( dados do arquivo UPGOTMZA.SIM ).

- Arquivo FORNOIN6.SIM, simulação idêntica à do arquivo FORNOIN4.SIM, porém, utilizando dados da UPGN com a otimização das torres (dados do arquivo UPGOTMZA.SIM).

Em todos os arquivos, o forno é representado por um reator estequiométrico e permutadores que cedem calor para a atmosfera (pelas paredes do forno e pela chaminé) e para o óleo de absorção que retorna vaporizado para a torre fracionadora.

Todos os resultados destes arquivos estão no relatório interno (Gomes, 1994) e a estrutura do arquivo FORNOIN4.SIM está no Apêndice F deste trabalho.

## VI.6 - RESULTADOS COMPARATIVOS DAS SIMULAÇÕES

Os valores perseguidos de maior importância e os valores que diferiram significativamente estão mostrados nas tabelas VI.5 a VI.7 para as nove simulações abaixo:

- Simulação 1 - Arquivo UPGNOPE3.SIM, a UPGN operando segundo os dados do teste de corrida.
- Simulação 2 - Arquivo UPGPINCH.SIM, a UPGN integrada energeticamente, sem alteração dos pratos de carga das torres e do forno.
- Simulação 3 - Arquivo UPGOTMZA.SIM, a UPGN integrada energeticamente, com alteração do prato de carga da torre desbutanizadora e sem alteração no forno.
- Simulação 4 - Arquivo FORNOINT.SIM, simulação do forno sem alterações e com os dados da simulação 1.
- Simulação 5 - Arquivo FORNOIN2.SIM, simulação do forno sem alterações e com os dados da simulação 2.
- Simulação 6 - Arquivo FORNOIN3.SIM, simulação do forno com o ar quente do P-210 e com dados da simulação 2.

- Simulação 7 - Arquivo FORNOIN4.SIM, simulação do forno com o ar pré-aquecido com os gases da chaminé e com os dados da simulação 2.
- Simulação 8 - Arquivo FORNOIN5.SIM, simulação do forno sem alterações e com os dados da simulação 3.
- Simulação 9 - Arquivo FORNOIN6.SIM, simulação do forno com o ar pré-aquecido com os gases da chaminé e com os dados da simulação 3.

Tabela VI.5 - Dados comparativos das simulações da UPGN sem integração energética e com integração energética.

Itens comparativos (carga térmica em milhões Kcal/h)	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
% de etano recuperado na T-21	37,6	37,6	37,6
% de propano recuperado na T-21	91,5	91,5	91,5
% de etano recuperado na T-22	26,0	26,2	26,2
% de propano recuperado na T-22	95,0	95,0	94,8
Vazão de óleo circulando (Kg/h)	66521,1	66488,4	66488,4
Peso molecular do óleo (g/gmol)	118,30	118,33	118,33
Produção de GLP (Kg/h)	13058,8	13049,7	13050,8
95% vaporizado da TBP do GLP (oC)	0,3	0,3	0,3
Produção de C5+ (Kg/h)	4977,6	5027,6	5026,5
Produção de óleo (Kg/h)	25,8	15,1	15,1
Carga térmica do P-29	1,557	2,000	2,000
Vazão de refluxo da T-23 (M3/h)	26,7	32,6	32,6
Carga térmica do P-210 (T-23)	3,117	3,424	3,424
Carga térmica forno para a T-23	6,190	6,071	6,071
Carga térmica do P-211	0,288	0,175	0,175
Carga térmica P-26 "air-cooler"	1,360	-----	-----
Carga térmica do P-26 na T-24	-----	1,170	1,170
Vazão de refluxo da T-24 (M3/h)	18,7	25,0	18,9
Carga térmica do P-214 (T-24)	1,900	2,165	1,915
Carga térmica do P-213 (T-24)	1,896	1,106	0,853
Carga térmica do P-212 (T-24)	0,021	0,136	0,132

A tabela VI.5 mostra que as simulações 2 e 3 conseguiram reproduzir a simulação 1 no que se refere às recuperações de etano e de propano nas torres absorvedora e desetanizadora, com uma circulação de óleo um pouco menor, 99,95% da vazão da simulação do teste de corrida. A produção total de líquido (GLP, C<sub>5+</sub>, óleo) também foi reproduzida, 100,17% da original, sendo que na torre fracionadora a produção de óleo de absorção diminuiu de 25,8 Kg/h para 15,1 Kg/h, o que não compromete o processo porque o óleo produzido é incorporado ao C<sub>5+</sub> e este teve um pequeno aumento na produção, o qual compensa a diminuição do óleo. O importante é que se tenha um mínimo de produção de óleo para garantir que os níveis dos equipamentos sejam mantidos sem reposição de óleo no sistema.

Com o aumento da carga térmica do aquecedor de carga da torre fracionadora (P-29), gerou-se mais vapor para a seção de absorção da torre, o que causou o aumento da vazão de refluxo em 22,1%, o aumento da carga térmica do condensador em 0,31 milhões de Kcal/h (9,8%), porém sem ultrapassar a carga térmica de projeto (3,8 milhões de Kcal/h) e reduziu a carga térmica do refervedor em 0,12 milhões de Kcal/h (1,9%). Aparentemente, criou-se um prejuízo energético para o sistema da torre fracionadora, porém o condensador de topo é um "air-cooler" com vazão de ar constante, onde a condensação é controlada através de um "by-pass" que desvia a corrente do produto do feixe tubular do condensador. Assim, só se terá o aumento do consumo de energia elétrica da bomba de refluxo (B-203), aproximadamente de 38,6 Hp para 40,9 Hp (2,3 HP ou 0,0015 milhões de Kcal/h). Já a redução da carga térmica do refervedor causa uma redução proporcional no consumo de gás combustível do forno (ver tabelas VI.6 e VI.7).

A colocação de um permutador em série com o aquecedor de carga existente na torre desbutanizadora levou a um grande aumento na fração vaporizada da carga, o que tornou as simulações 2 e 3 bem diferentes para o sistema desta torre. A simulação 2 (sem



otimização do prato de carga) apresentou um aumento de 0,27 milhões de Kcal/h (13,9%) na carga térmica do condensador de topo (P-214) e 33,7% na vazão de refluxo. Já a simulação 3 (com otimização do prato de carga) aumentou a carga térmica do condensador em 0,015 milhões de Kcal/h (0,8%) e a vazão de refluxo em 1,1%. Pelo mesmo motivo apresentado para a torre fracionadora, o consumo de energia só será para a bomba de refluxo (B-204), aproximadamente de 8,25 Hp para 8,75 Hp (0,5 Hp ou 0,00032 milhões de Kcal/h) e de 8,25 Hp para 8,28 Hp (0,03 Hp ou 0,000019 milhões de Kcal/h) para as simulações 2 e 3, respectivamente. Já a carga térmica do refervedor reduziu em 0,79 milhões de Kcal/h e em 1,04 milhões de Kcal/h para as simulações 2 e 3 respectivamente, reduzindo o consumo de gás combustível do forno.

Devido ao novo perfil de temperatura do aquecimento da carga da torre desbutanizadora, a carga térmica do P-211 foi reduzida e sobrecarregou o resfriador de  $C_{5+}$  (P-212), o qual apresentou carga térmica superior à do projeto (0,120 milhões de Kcal/h): 0,136 milhões de Kcal/h e 0,132 milhões de Kcal/h para as simulações 2 e 3, respectivamente. O feixe tubular do P-212 fica na mesma estrutura do ventilador do P-26 que foi eliminado do processo. Com a parada do P-26 para-se 3 ventiladores de 10 Hp cada, porém é necessário manter a ventilação para o feixe P-212. Originalmente, o feixe do P-26 recebia 0,702 milhões de  $M^3/h$  de ar, com uma área de troca térmica de  $3060 M^2$  e o P-212 recebia 0,102 milhões de  $M^3/h$  de ar, com uma área de troca térmica de  $476 M^2$ . Colocando-se o  $C_{5+}$  para ser resfriado no feixe do antigo P-26 o novo P-212 fica com uma área de  $1020 M^2$ , por onde passam 0,234 milhões de  $M^3/h$  de ar, se for mantido 1 ventilador funcionando.

Fazendo um balanço das perdas e ganhos de energia nas torres fracionadora e desbutanizadora, tem-se: economia de 20 Hp dos dois ventiladores parados, aumento da potência absorvida das bombas de refluxo de 2,80 Hp e 2,33 Hp para as simulações 2 e 3, respectivamente, economia na carga térmica dos refervedores de

0,909 milhões de Kcal/h e 1,162 milhões de Kcal/h para as simulações 2 e 3, respectivamente. Ou seja, uma economia na simulação 2 de 17,20 Hp na energia elétrica e 0,909 milhões de Kcal/h na energia térmica. Para a simulação 3, uma economia de 17,67 Hp na energia elétrica e 1,162 milhões de Kcal/h na energia térmica.

Tabela VI.6 - Dados comparativos das simulações do sistema do forno sem alterações na temperatura do ar.

Itens comparativos (carga térmica em milhões Kcal/h)	Simulação 4	Simulação 5	Simulação 8
Temperatura do ar para forno (oC)	28,0	28,0	28,0
Temperatura da saída chaminé (oC)	281,2	281,3	281,3
Vazão de ar (Kgmol/h)	551,2	490,6	473,8
Vazão de óleo para forno (M3/h)	163,5	149,2	149,2
Vazão de óleo para P-219 (M3/h)	4,8	4,3	4,1
Vazão de óleo para P-213 (M3/h)	60,5	30,8	22,7
Vazão da bomba 202 (M3/h)	228,8	184,3	176,0
Potência absorvida da b-202 (Hp)	130,6	107,9	104,1
% de vaporização do óleo no forno	86,3	94,1	94,1
Carga térmica do forno	8,283	7,373	7,120
% de excesso de ar na queima	14,9	14,9	14,9
Eficiência térmica do forno (%)	79,3	79,3	79,3
Consumo de gás combustível(M3/h)	968,6	862,6	833,0

A tabela VI.6 mostra que sem alterações no sistema do forno a economia de gás combustível pode ser de 10,9% ou de 14,0%, dependendo das alterações feitas nos equipamentos. Aliada a esta economia pode-se ter uma redução na potência absorvida da bomba de circulação de óleo (B-202), de 22,7 Hp ou 26,5 Hp.

Tabela VI.7 - Dados comparativos das simulações do sistema do forno com alterações na temperatura do ar.

Itens comparativos (carga térmica em milhões Kcal/h)	Simulação 6	Simulação 7	Simulação 9
Temperatura do ar para forno (oC)	43,1	315,3	315,2
Temperatura da saída chaminé (oC)	283,7	80,0	80,0
Vazão de ar (Kgmol/h)	487,9	442,9	427,7
Vazão de óleo para forno (M3/h)	149,2	143,0	143,0
Vazão de óleo para P-219 (M3/h)	4,3	4,3	4,1
Vazão de óleo para P-213 (M3/h)	30,8	31,1	22,8
Vazão da bomba 202 (M3/h)	184,3	178,4	169,9
Potência absorvida da b-202 (Hp)	107,9	104,2	100,3
% de vaporização do óleo no forno	94,1	98,2	98,2
Carga térmica do forno	7,373	7,373	7,120
% de excesso de ar na queima	14,9	14,9	14,9
Eficiência térmica do forno (%)	79,3	87,8	87,8
Consumo de gás combustível (M3/h)	857,8	778,6	751,9

A tabela VI.7 mostra que a simulação 6 apresenta uma redução de 0,55% no consumo de gás combustível em relação à simulação 5 (tabela VI.6). Ambas utilizam os dados do arquivo UPGPINCH.SIM, sendo que a simulação 6 utiliza ar quente do P-210 no forno, um ganho muito pequeno que talvez não justifique os investimentos necessários. A simulação 7 apresenta uma redução de 9,7% no consumo de gás combustível e de 3,4% na potência absorvida da bomba B-202, em relação à simulação 5, devido à utilização do ar pré-aquecido com os gases da chaminé. Pelo mesmo motivo, a simulação 9 apresenta uma redução de 9,7% no gás combustível e de 3,7% na potência absorvida pela bomba 202, quando comparada com a simulação 8.

## VI.7 CONCLUSÃO

A aplicação da tecnologia PINCH através do simulador comercial HYSIM mostrou ser possível modificar o "lay-out" do processo da UPGN-Ata para uma maior integração energética. Isto foi feito eliminando-se a utilidade fria de resfriamento do óleo de absorção (P-26), aumentando a carga térmica do aquecedor de carga da torre fracionadora, colocando um trocador (óleo X LGN) em série com o aquecedor de carga da torre desbutanizadora (P-211) e alterando-se o prato de carga desta torre. Além desta integração, é possível se aumentar a eficiência térmica do forno, usando-se ar pré-aquecido com gases da própria chaminé. A tabela VI.8 resume os ganhos energéticos para cada opção simulada em relação à situação que a unidade se encontrava em fevereiro de 1992.

Neste trabalho não se encontra uma análise econômica das opções, limitando-se apenas a uma análise técnica na área energética. Logo, antes de se implementar as mudanças é necessário um estudo técnico mais detalhado para os equipamentos, principalmente sobre a influência das mudanças na hidráulica das bandejas das torres e se fazer um estudo de viabilidade econômica.

As figuras VI.11 a VI.16 mostram como se alteraram os perfis de temperatura e vazões nas torres fracionadora de óleo rico e desbutanizadora, para as novas situações propostas. A figura VI.12 mostra que a torre desbutanizadora estava operando em fevereiro de 1992 de forma não otimizada, pois apresentou um perfil de temperatura não uniforme. A alteração do prato de carga melhorou bastante este perfil, porém a torre sofreu uma variação muito grande nos perfis de vazão de vapor e de líquido com as modificações, o que obriga a um estudo futuro da hidráulica das bandejas, ver figuras VI.15 e VI.16. As bandejas da torre fracionadora também devem ser verificadas, principalmente as da seção de absorção, pois as figuras VI.13 e VI.14 mostram aumento nas vazões de líquido e de vapor ao longo da torre.

Tabela VI.8 - Resumo dos ganhos energéticos para as opções de integração do processo da UPGN-Ata.

OPÇÕES DE INTEGRAÇÃO	ECONOMIA	
	ENERGIA ELÉTRICA	GÁS COMBUSTÍVEL
	( Hp )	( M3 / H )
Alteração nos permutadores	39,9	106,0 (10,9%)
Alteração nos permutadores e forno com ar do P-210.	39,9	110,8 (11,4%)
Alteração nos permutadores e na torre desbutanizadora.	44,2	135,6 (14,0%)
Alteração nos permutadores e forno com pré-aquecedor.	43,6	190,0 (19,6%)
Alteração nos permutadores, na torre desbutanizadora e forno com pré-aquecedor.	47,5	216,7 (22,4%)

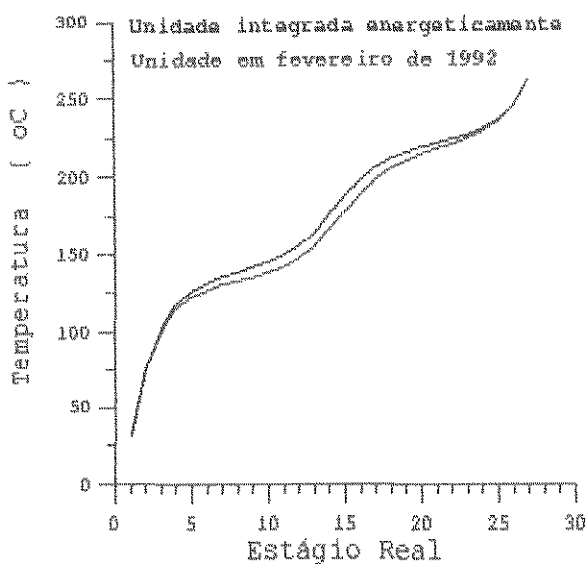


Figura VI.11- Perfil de temperatura, T-23.

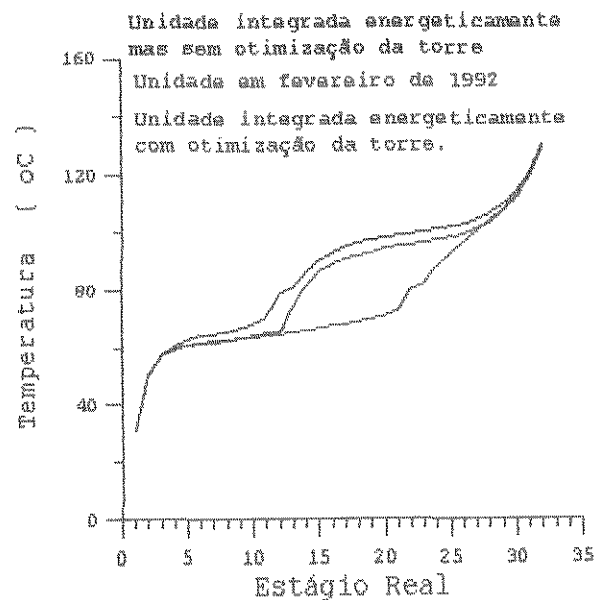


Figura VI.12- Perfil de temperatura, T-24.

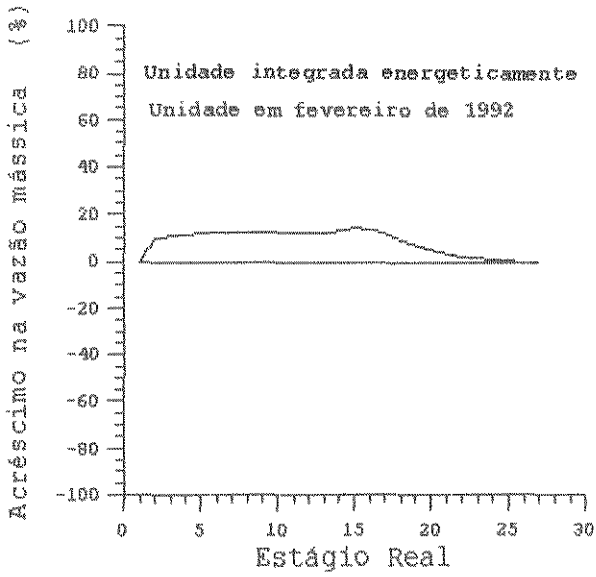


Figura VI.13- Perfil do vapor na T-23.

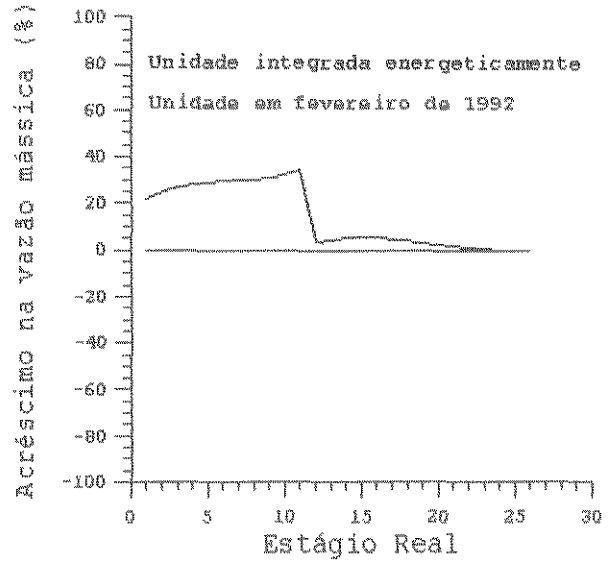


Figura VI.14- Perfil do líquido na T-23.

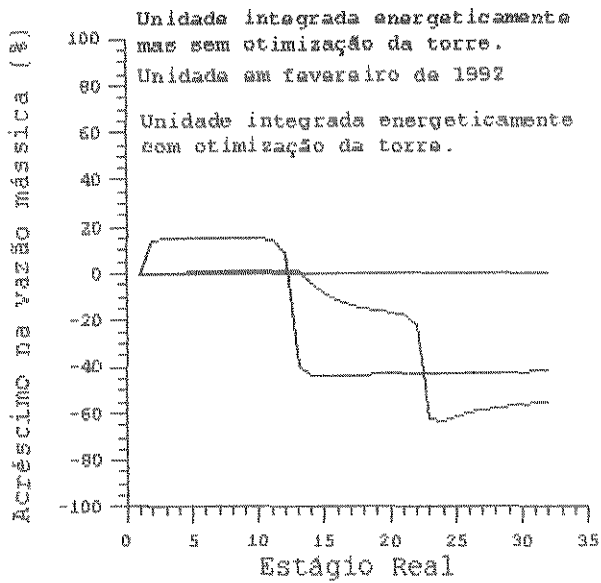


Figura VI.15- Perfil do vapor na T-24.

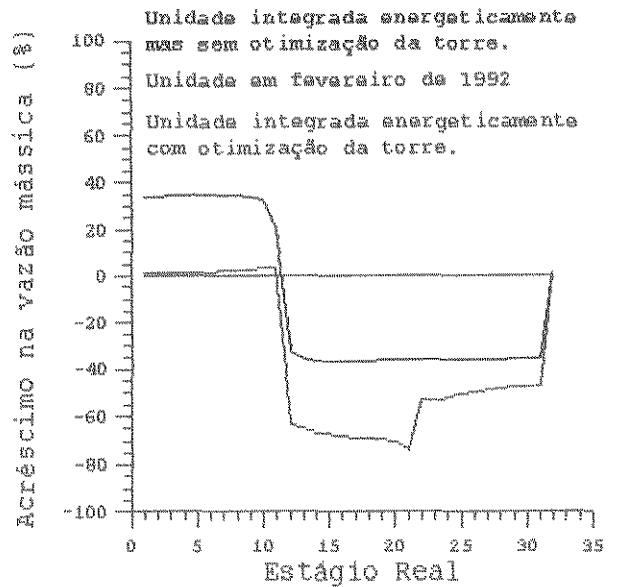


Figura VI.16- Perfil do líquido na T-24.

## CAPÍTULO VII

### OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA DA UPGN-ATA UTILIZANDO REDUÇÃO DO PESO MOLECULAR DO ÓLEO DE ABSORÇÃO

#### VII.1 - HISTÓRICO DA REDUÇÃO DO PESO MOLECULAR DO ÓLEO E OS OBJETIVOS A SEREM ALCANÇADOS.

As simulações do capítulo IV mostram que para se recuperar 90,7% do propano na fase líquida é necessário se recuperar mais etano do que o previsto no projeto. No início da operação da UPGN-Ata houve vários problemas operacionais devido a este etano a mais no LGN. Um deles foi a parada constante dos compressores de refrigeração devido à alta pressão de vapor do propano produzido com etano. O outro grande problema foi a falta de carga térmica do condensador do topo da torre fracionadora para liquefazer o etano, o que provocava alívios de vapor para o queimador do sistema de segurança da unidade. Buscando-se resolver este problema aumentou-se a pressão da torre fracionadora, o que provocou a redução do peso molecular do óleo de absorção (produto de fundo da torre), com conseqüente redução no gás combustível e na quantidade de reposição de óleo de absorção no sistema. Então começou-se um trabalho de redução do peso molecular através da redução da temperatura do fundo da torre fracionadora. Foi um trabalho lento e gradual ao longo dos anos de operação (aproximadamente 3 anos), até se reduzir o peso molecular de 144 para 118 g/gmol (valor encontrado pela simulação do capítulo V, para a unidade operando segundo os dados do teste de corrida). Esta redução nos levou a deixar de comprar óleo de absorção para reposição do inventário do sistema e a uma redução de 10% no consumo de gás combustível.

O "lay-out" do processo, os perfis de temperatura e cargas térmicas dos permutadores não permitiram a continuação da redução do peso molecular do óleo. O capítulo VI mostrou que é possível se reduzir o consumo energético do processo, através da redistribuição das correntes quentes e frias. Aqui neste capítulo esta redistribuição é feita, buscando-se a redução do peso molecular até se chegar à eliminação da torre desbutanizadora, obtendo-se GLP no topo da torre fracionadora e  $C_{5+}$  no fundo (óleo de absorção). Assim, cria-se a possibilidade da torre desbutanizadora ser aproveitada para opcionalmente ser uma torre despropanizadora, tendo como carga o GLP e produzindo propano no topo e butanos no fundo da torre. A Revista Casa Cláudia de março de 1994 traz uma matéria sobre o potencial mercado futuro de geladeiras domésticas que estão sendo desenvolvidos pela Siemens e pela Bosh para utilizar propano ou butano como gás de refrigeração, visando diminuir a poluição causada pelo gás usado atualmente nestes equipamentos (o CFC, clorofluorcarbono), o qual destrói a camada de ozônio que faz a filtragem dos raios ultra-violeta.

Gomes (1988) desenvolveu um estudo sobre etanização de GLP, visando o aumento da produção sem prejuízo das características exigidas para este combustível e normalizadas pelo antigo Conselho Nacional de Petróleo (CNP). Este estudo mostra que o GLP proveniente do processamento de gás natural poderia ter até o máximo de 18% molar de etano, porém existe uma recomendação do atual Departamento Nacional de Combustíveis (DNC) para o teor de etano não ultrapassar 5% molar, visto que a maioria das instalações dos distribuidores não foram projetadas para receber o GLP com pressão de vapor alta. Esta recomendação coincide com a especificação para o GLP da Inglaterra (Walmsley, 1975). A UPGN-Ata produz GLP com 10 a 13% molar de etano sem problemas para os distribuidores locais do produto, porém, teores altos de etano podem levar ao fenômeno de descolamento da chama do bico queimador, com posterior falta de queima e possível explosão. Para produzir propano refrigerante na torre desbutanizadora este excesso de etano



terá de ser retirado da corrente do GLP com consequente redução da produção devido à redução do etano no líquido e da redução da recuperação de propano nas torres absorvedoras.

## VII.2 - AS SIMULAÇÕES

À medida que se reduz a temperatura do refervedor da torre fracionadora, o peso molecular dos produtos do fundo e do topo da torre diminuem, porém fica-se sem carga térmica para aquecer o refervedor da torre desetanizadora. Com o peso molecular atual de 118 g/gmol trabalha-se no limite. O óleo que sai do fundo da torre passa pelo aquecedor de carga (P-209) e entra no refervedor da torre desetanizadora (P-207). Qualquer desequilíbrio no sistema, torna-se necessário o desvio "by-pass" do aquecedor de carga para suprir o refervedor (P-207). A outra limitação para se reduzir o peso molecular é a temperatura de bolha do produto de topo da torre fracionadora, a qual diminui, tornando inviável a condensação utilizando ar como utilidade fria.

Como limitações não imediatas, tem-se: a mudança dos perfis de temperatura e vazões nas bandejas das torres, alteração das temperaturas médias logarítmicas dos permutadores e a alteração nas viscosidades das correntes de fluxo nos permutadores. O coeficiente de troca térmica varia inversamente com a viscosidade, sendo esta, a variável que mais influencia no coeficiente de troca térmica (Perry, 1973). Apesar da viscosidade variar diretamente com o peso molecular (o que nos favorece), ela varia inversamente com a temperatura (para líquidos). Como a maioria das temperaturas da unidade baixa com a redução do peso molecular do óleo, é recomendável que se faça uma futura verificação dos permutadores de calor, assim como se verifique o comportamento hidráulico das bandejas das torres.

O peso molecular do  $C_{5+}$  é o limite que se poderia atingir para o óleo de absorção da UPGN, situação esta, que proporciona a eliminação da torre desbutanizadora. Logo, simulou-se a UPGN para a torre 203 produzindo GLP no topo e  $C_{5+}$  no fundo, o qual é retornado em parte para os topos das torres absorvedoras (t-201 e t-202) e o excedente é mandado para armazenamento. Também simulou-se uma situação intermediária, mantendo-se a torre desbutanizadora, mas, produzindo um LGN mais leve no topo da torre fracionadora e óleo de absorção no fundo, com peso molecular 92,9 g/gmol.

Para se montar as simulações de maneira que se possa compará-las com a situação em que se encontrava a unidade em fevereiro de 1992, foram perseguidos os seguintes valores:

- Cargas térmicas do projeto.
- Produção de GLP (13 toneladas/h).
- Teor máximo de etano no GLP (14,5%).
- Ponto 95% vaporizado da destilação TBP (ponto de ebulição verdadeiro) do GLP (entre 0,3 e 1,5 °C).
- Recuperação de propano (87,1%).

À medida que o óleo fica mais leve aumenta a recuperação de etano e de propano nas torres absorvedoras, sendo que a recuperação de etano aumenta mais do que a de propano. Porém, a recuperação de  $C_{4+}$  diminui, ficando crítica à medida que o teor de butanos aumenta no óleo de absorção. A retirada de etano da fase líquida na torre desetanizadora também tornou-se crítica, aumentando muito a perda de propano pelo topo da torre. Logo, para se manter a recuperação de propano foi necessário recuperar mais etano no fundo da torre desetanizadora e tentar retirá-lo no condensador de LGN, transformando-o de condensador total para condensador parcial.

Foram montados dois arranjos diferentes para o processo, um para óleo de peso molecular de 92,9 g/gmol e outro para óleo

de peso molecular 81,5 g/gmol ( $C_{5+}$ ). A figura VII.1 mostra o fluxograma para o óleo de peso molecular de 92,9 g/gmol, onde verifica-se a eliminação da utilidade fria (P-206, resfriador de óleo), utilizando a sua sigla para um novo permutador que condensa os vapores do condensador parcial da torre fracionadora, utilizando gás residual frio do topo da torre absorvedora. O aquecedor de carga da torre-203 (P-209) foi retirado, passando a trabalhar em paralelo com o aquecedor de carga da torre-202. Utilizando a mesma estrutura da simulação do forno, feita para o teste de corrida, verificou-se que devido à temperatura do óleo de aquecimento ter reduzido de 261 para 155°C, as vazões de óleo nos refervedores (P-213, P-219 e forno) tornaram-se imensas, totalmente inviáveis. Então montou-se outra simulação, utilizando o óleo térmico DOWTHERM A no forno. Este óleo foi caracterizado como uma mistura de 32,57% molar de difenil e 67,43% de difenil-éter. O óleo de absorção não foi caracterizado nestas simulações como fração de petróleo. Ele foi obtido da composição do gás natural, a qual foi detalhada com todos os isômeros até 9 átomos de carbono.

A figura VII.2 mostra o fluxograma para o óleo com peso molecular de 81,5 g/gmol, onde verifica-se a eliminação da utilidade fria (P-206) e a utilização desta sigla para representar uma nova utilidade fria: condensador parcial na descarga de um novo compressor, que circula os vapores de GLP para a torre desetanizadora (T-202). A torre desbutanizadora foi eliminada juntamente com seu refervedor (P-213), bomba de refluxo (B-204), condensador de topo (P-214) e aquecedor de carga (P-211). A sigla P-211 foi aproveitada para representar o novo condensador de GLP, que trabalha em série com o P-210 e utiliza propano como fluido frio.

As listagens com os resultados das simulações encontram-se no relatório interno do Departamento de Processos Químicos da UNICAMP (Gomes, 1994) e as estruturas das simulações para os dois pesos moleculares e da simulação do forno com DOWTHERM A encontram-se nos Apêndices G, H e I.

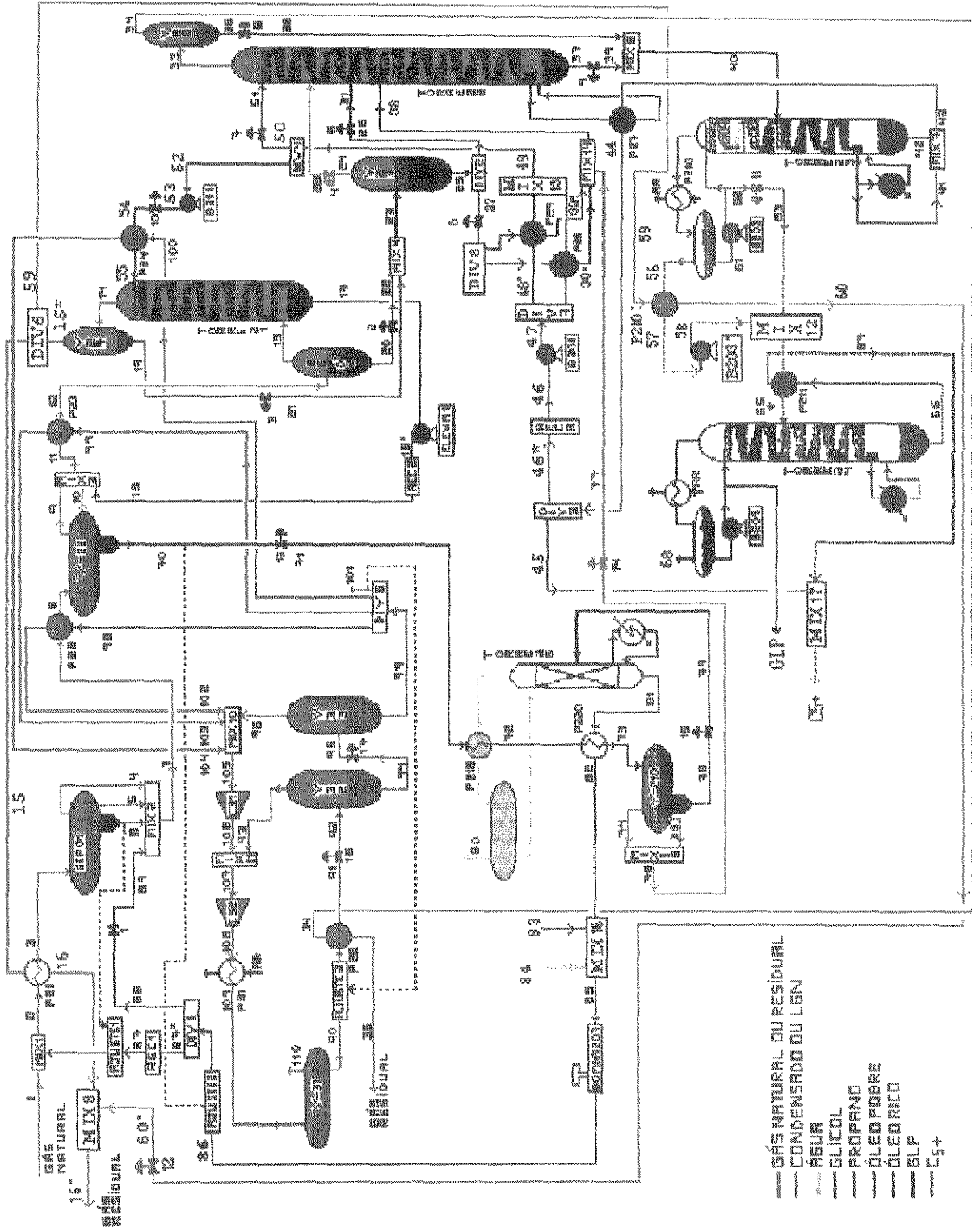


Figura VII.1- Fluxograma da UPGN integrada energeticamente com óleo de peso molecular de 92,9 g/gmol

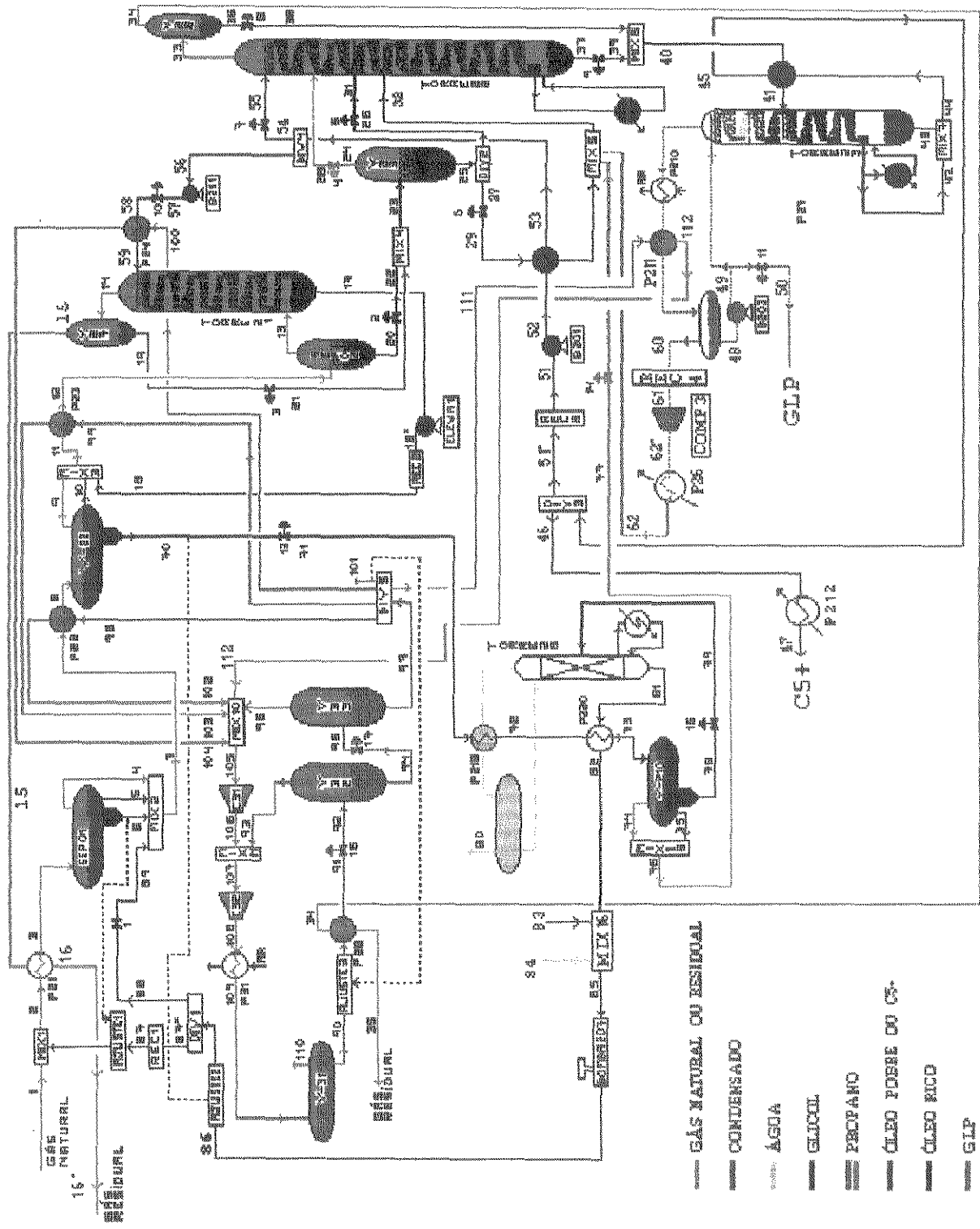


Figura VII.2 - Fluxograma da UPGN integrada energeticamente com óleo de peso molecular de 81,5 g/gmol

### VII.3 - RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES

As tabelas VII.1 a VII.5 mostram os dados comparativos das simulações. Nestas tabelas as simulações foram codificadas da seguinte forma:

- Teste de corrida - Simulação do capítulo IV, que reproduz a unidade no teste de corrida de fevereiro de 1992.
- Simulação 1 - A unidade integrada energeticamente sem alteração do prato de carga da torre desbutanizadora e sem pré-aquecimento do ar do forno.
- Simulação 2 - Idem a 1, porém, com o óleo de absorção com o peso molecular 92,9 e DOWTHERM A como óleo de aquecimento.
- Simulação 3 - Idem a 2, porém, com o óleo de absorção com o peso molecular 81,5 g/gmol.

Analisando a tabela VII.1, verifica-se que:

- A redução do peso molecular leva a uma redução na utilidade quente (forno) ainda maior que a simples integração energética da unidade, chegando a 36,3%.
- A carga térmica do aquecedor da carga da torre-202 tem que ser aumentado em 30,5% e em 19,1%, respectivamente para as simulações 2 e 3.
- A simulação 2 elimina as utilidades frias "air-coolers", para resfriamento do óleo e do  $C_{5+}$ , parando 3 ventiladores de 10 Hp, portanto, 30 Hp de redução nos ventiladores.
- Apesar da carga térmica do condensador da torre-203 nas simulações 2 e 3 ser menor do que a de projeto, foi necessário criar outro condensador em série com o original, devido à temperatura de condensação total ser menor que a temperatura ambiente, ver tabela VII.2 de temperaturas.

Tabela VII.1 - Cargas térmicas dos permutadores nas simulações de otimização energética, em milhões de Kcal/h.

EQUIPAMENTOS	Projeto	Simula- ção 1	Simula- ção 2	Simula- ção 3
Resfriador de Gás/Gás (P-201)	1,488	1,487	1,486	1,486
Resfriador de Gás/C3 (P-202)	2,480	2,481	2,465	2,480
Pré-absorvedor (P-203)	0,421	0,421	0,413	0,420
Resfriador de óleo/C3 (P-204)	0,156	0,155	0,088	0,119
Aquecedor da carga da Torre-202 (P-205)	1,833	1,830	1,196	2,184
Aquecedor da carga da Torre-202 (P-209)	-----	-----	1,196	-----
Resfriador de óleo/ar (P-206)	1,360	-----	-----	-----
Refervedor da Torre-202 (P-207)	5,250	5,261	2,500	1,481
Resfriador de C3/Gás (P-208)	0,202	0,146	0,154	0,154
Aquecedor de carga da Torre-203 (P-209)	1,557	2,000	-----	1,419
Condensador de topo Torre-203 (P-210)	3,827	3,424	2,236	2,116
Condensador de topo Torre-203/Gás (P-206)	-----	-----	0,061	-----
Condensador de Topo Torre-203/C3 (P-211)	-----	-----	-----	1,486
Aquecedor da carga da Torre-204 (P-211)	0,370	0,175	0,186	-----
Aquecedor da carga da Torre-204 (P-206)	-----	1,170	-----	-----
Resfriador de C5+/ar (P-212)	0,120	0,135	-----	0,068
Refervedor da Torre-204 (P-213)	1,896	1,106	1,960	-----
Condensador de topo Torre-204 (P-214)	2,229	2,165	1,936	-----
Resfriador de vapor de GLP/ar (P-206)	-----	-----	-----	0,105
Condensador do propano (P-301)	5,040	4,525	4,374	6,750
Forno	9,100	7,373	5,744	5,246
Quantidade total de equipamentos envolvidos	16	16	15	14
Carga térmica total envolvida	37,329	33,854	25,995	25,514

- A carga térmica do refervedor da torre-204 (desbutanizadora) aumentou em 3,4% em relação ao projeto, devido à menor temperatura da carga, para a simulação 2. O refervedor terá de ser verificado e trocado se necessário.
- A simulação 3 páram 2 ventiladores da estrutura (P-206+P-212), ficando um para resfriar o C<sub>5+</sub>. Páram também 2 ventiladores de 40 Hp do condensador da torre desbutanizadora. Contudo, aumenta a carga térmica do condensador de propano em 33,9% em relação ao projeto, necessitando a colocação de mais dois ventiladores de 40 Hp. No total tem-se uma economia de 20 Hp nos ventiladores.

Tabela VII.2 - Temperaturas dos principais pontos das simulações de otimização energética, em °C.

LOCAL da TEMPERATURA	Teste  corrida	Simula-  ção 1	Simula-  ção 2	Simula-  ção 3
Entrada de Gás na Torre-201	-20,7	-20,7	-22,5	-23,5
Entrada de Óleo na Torre-201	-17,0	-16,4	-24,0	-24,0
Topo da Torre-201	- 3,8	- 3,4	- 8,1	- 9,6
Fundo da Torre-201	-20,7	-20,7	-22,5	-23,5
Carga fria da Torre-202	-25,5	-25,5	-29,2	-30,9
Carga quente da Torre-202	25,1	25,0	58,4	53,7
Entrada de óleo na Torre-202	-11,5	-10,8	-19,5	-16,6
Topo da Torre-202	5,7	6,1	3,6	7,3
Fundo da Torre-202	120,5	120,5	105,7	80,0
Carga da Torre-203	138,0	144,0	98,7	90,0
Refluxo da Torre-203	32,9	32,8	33,0	25,0
Topo da Torre-203	75,7	75,8	65,7	42,1
Saída do refervedor Torre-203	261,9	261,2	190,0	155,0
Fundo da Torre-203	244,8	245,2	179,3	145,8
Entrada do aquecedor de carga  da Torre-204	33,7	33,7	32,8	-----
Carga da Torre-204	46,6	71,0	42,2	-----
Topo da Torre-204	50,3	50,1	51,7	-----
Fundo da Torre-204	130,2	130,2	132,0	-----
Temperatura do C <sub>5+</sub> para armaze-  namento	32,0	32,0	43,9	34,0



A tabela VII.2 mostra que em termos de temperatura as torres que mais sofreram alterações foram as torres fracionadora e a desetanizadora, mostrando também uma redução nos valores de quase todas as correntes frias e quentes.

Tabela VII.3 - Vazões dos principais pontos das simulações de otimização energética, em toneladas/h.

PRODUTO	Teste corrida	Simula- ção 1	Simula- ção 2	Simula- ção 3
Óleo de absorção para Torre-201	58,0	58,0	35,0	30,0
Óleo de absorção para Torre-202	8,5	8,5	8,6	7,9
Gás residual da Torre-201	69,8	69,8	71,0	71,7
Gás residual da Torre-202	8,3	8,3	8,4	9,3
GLP produzido	13,1	13,0	13,4	13,2
C5+ produzido	5,0	5,0	3,6	2,1
Refluxo da Torre-203	14,1	17,2	8,3	28,1
Refluxo da Torre-204	9,3	12,4	9,5	----
Propano refrigerante	51,8	51,8	50,1	77,4
Gás combustível	0,91	0,81	0,63	0,58
Óleo rico frio para Torre-202	15,0	14,9	14,8	14,1
Óleo aquecimento refervedores	168,1	135,2	188,9	188,9

Analisando-se as tabelas VII.3 e VII.4 verifica-se:

- Redução da vazão de óleo de absorção para a torre-201 com a redução do peso molecular do óleo.
- Aumento na vazão do gás residual devido à grande redução na recuperação de butanos+, apesar do aumento da recuperação de propano, o que manteve a produção de GLP.
- Aumento de 63,4% na vazão de refluxo da torre fracionadora para a simulação 3, onde existe a circulação de vapores de GLP para

a torre desbutanizadora. Já para a simulação 2 (óleo com peso molecular 92,9), existe uma redução de 51,7% na vazão do reflu-  
xo.

- A vazão de propano circulante reduziu em 3,3% para a simulação 2, mas aumentou 49,4% para a simulação 3, devido à condensação de vapor de GLP utilizando propano como fluido frio.

Tabela VII.4 - Recuperações totais de hidrocarbonetos e composições de etano, propano e butanos nos produtos em %

Recuperações e composições	Teste corrida	Simula- ção 1	Simula- ção 2	Simula- ção 3
Recuperação de Etano	9,77	9,85	9,08	8,76
Recuperação de Propano	87,14	87,07	87,94	88,87
Recuperação de butanos+	97,93	98,27	88,44	72,01
Propano no Gás residual T-201	0,39	0,20	0,34	0,26
Propano no Gás residual T-202	2,23	2,23	2,24	2,61
Butanos+ no Gás residual T-201	0,06	0,05	0,37	0,84
Butanos+ no Gás residual T-202	0,17	0,15	1,23	3,21
Etano no GLP	14,57	14,71	13,35	13,02
Pentanos+ no GLP	0,12	0,13	0,10	0,24
Butanos no C5+	24,90	24,98	14,86	6,80

A tabela VII.5 mostra uma redução na potência absorvida para todos os equipamentos, na simulação 2. Na simulação 3 também existe redução para as bombas, porém, para os compressores existe um aumento de 50,3%, exigindo a compra de mais compressores de refrigeração e um para comprimir vapor de GLP. No total da potência absorvida, a simulação 2 apresenta redução de 5,7% e a simulação 3 um aumento de 40,8%.

Tabela VII.5 - Potência absorvida das bombas e compressores nas simulações de otimização energética, em Hp.

EQUIPAMENTO	Teste corrida	Simula- ção 1	Simula- ção 2	Simula- ção 3
Bomba-201 - Óleo pobre	73,52	73,68	51,48	51,97
Bomba-202 - Óleo de aquecimento	130,64	108,00	78,82	79,26
Bomba-203 - Refluxo Torre-203	27,35	31,52	25,67	14,60
Bomba-203*- Carga para Torre204	-----	-----	0,19	-----
Bomba-204 - Refluxo Torre-204	16,00	16,20	16,00	-----
Bomba-207 - Glicol	3,01	3,01	3,01	3,01
Bomba-211 - Óleo pobre	62,00	62,20	55,80	50,36
Compressor 1 - Propano	999,70	999,92	969,88	1474,55
Compressor 2 - Propano	1517,6	1518,65	1467,72	2265,33
Compressor 3 - Vapor de GLP	-----	-----	-----	44,41
TOTAL absorvido	2829,82	2813,18	2668,57	3983,49

#### VII.4 - CONCLUSÃO

Transformando-se as potências absorvidas dos equipamentos e as potências dos ventiladores de Hp para Kcal/h, pode-se chegar ao ganho total de energia para as três simulações. A tabela VII.6 mostra que todas as alternativas estudadas levam à redução no consumo de energia, porém a simulação 2 (óleo com peso molecular de 92,9 g/gmol) apresentou o melhor ganho energético, de onde se conclui que deve existir um peso molecular ótimo, intermediário da situação atual da unidade e do peso molecular do C<sub>5+</sub>, o qual deve ser descoberto em um estudo que envolva custos operacionais e de investimento nas alterações de equipamentos.

Tabela VII.6 - Correntes energéticas que sofreram alteração nas simulações (milhões de Kcal/h)

TIPO DA ENERGIA	Teste corrida	Simula- ção 1	Simula- ção 2	Simula- ção 3
Potência absorvida	1,814	1,804	1,711	2,554
Motores de ventiladores	0,301	0,289	0,282	0,289
Carga térmica do forno	8,283	7,373	5,744	5,246
TOTAL DE ENERGIA	10,398	9,466	7,737	8,089
REDUÇÃO EM RELAÇÃO AO TESTE DE CORRIDA (percentual)	0,0	8,96%	25,59%	22,21%

## CAPÍTULO VIII

### CONCLUSÃO

O atraso tecnológico das unidades de processamento de gás natural do Brasil (unidades com processo de absorção refrigerada a propano), nos obriga a fazer a otimização energética das unidades, para diminuir os custos operacionais e poder concorrer com os custos de unidades mais modernas.

As diferenças nas condições operacionais em relação ao projeto se devem principalmente à correlação de Chao-Seader, usada no projeto.

A correlação de Peng-Robinson com parâmetros de interação binária do banco de dados da Hyprotech reproduz bem sistemas de gás natural, principalmente em baixas temperaturas.

Deve-se simular reproduzindo os equipamentos segundo o desenho do fabricante e não pelo fluxograma de processo.

Os valores de eficiência global das torres utilizados no projeto da unidade não conseguem reproduzir as composições dos produtos finais e novos valores devem ser determinados em um processo iterativo. A metodologia introduzida para determinar as eficiências das bandejas das torres pouco altera as composições dos produtos finais, porém nos fornece perfis de eficiência e de vazões, bem mais coerentes com a realidade operacional, principalmente para as regiões de carga das torres. Estes perfis serão de grande utilidade para estudos de hidráulica das bandejas.

As várias estruturas de simulação aqui montadas, são excelentes ferramentas de trabalho, tanto para o engenheiro químico operacional otimizar as condições operacionais da unidade, como

para o engenheiro químico de acompanhamento da produção fazer previsões de produção e fazer adaptações no processo para futuras situações de qualidade e quantidade de gás a ser processado, além de fornecer dados para futuras modificações na unidade e para novos processos que venham a ser desenvolvidos. Também servem como fonte de consulta para novos trabalhos de simulação, pois apresentam toda uma metodologia para processos que possuam vários sistemas com fluxos em circuitos fechados e/ou semi-abertos.

Várias alternativas foram apresentadas com vários graus de modificação exigidos nos equipamentos e nas condições operacionais. Todas levam a uma redução na energia total requerida para o processo, a qual varia entre 9% e 26%. No gás combustível esta redução varia entre 11% e 40%. A redução na energia elétrica varia entre -34% e 6%, sendo que somente a opção do óleo de absorção com peso molecular de 81,5 g/gmol apresentou aumento no consumo de energia elétrica, porém, compensado energeticamente pela maior redução de gás combustível no forno. A alternativa do óleo de absorção com peso molecular de 92,9 g/gmol apresentou a maior redução de energia, o que nos leva a concluir que o  $C_5+$  não é a melhor opção e que existe um peso molecular ótimo, com valor entre 118 e 82 g/gmol, que deverá futuramente ser determinado.

A metodologia desenvolvida neste trabalho para a simulação de plantas reais se mostra bastante eficiente e poderá ser utilizada para outras plantas.

As sugestões de novos arranjos para o processo de absorção refrigerada poderão ser utilizadas em projetos de novas unidades de processamento de gás.

Um estudo econômico se faz necessário para se avaliar a relação custo/benefício e se determinar qual das opções aqui apresentadas, é a mais lucrativa para a Petrobrás.

## CAPÍTULO IX

### SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

As sugestões aqui apresentadas são para os trabalhos que darão continuidade ao estudo de otimização energética das unidades de processamento de gás natural:

- 1- Se for utilizado o simulador HYSIM, utilizar a versão 386, a qual utiliza a memória estendida do computador, permitindo mais flexibilidade para se trabalhar com a unidade montada toda em um único arquivo, sem problemas de falta de memória.
- 2- Fazer uma verificação das áreas de troca térmica requeridas para todos os permutadores da unidade, utilizando os dados fornecidos pelas simulações.
- 3- Fazer estudo da hidráulica das bandejas das torres, propondo as alterações necessárias para a viabilização das alternativas apresentadas aqui neste trabalho.
- 4- Fazer estudo de otimização dos pratos de carga na torre destanizadora, já que neste trabalho só foi feito para as torres de destilação.
- 5- Melhorar a qualidade da amostragem de líquidos no ponto de bolla, como sugerido na conclusão do capítulo V.
- 6- Pesquisar qual o peso molecular ótimo para o óleo de absorção da UPGN-Ata, visto que este trabalho concluiu que existe um peso molecular ótimo entre 118 e 82 g/gmol. Estender este estudo para determinar uma relação entre a composição do gás a ser processado e o melhor peso molecular do óleo de absorção.

7- Desenvolver um estudo para comprovar a metodologia aqui desenvolvida para eficiência das bandejas das torres. Este estudo poderá ser a partir de dados de perfís de torres encontrados na literatura, ou ser desenvolvido em laboratório experimental com um modelo de torre.



## APÊNDICE A

- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO QUE UTILIZA AS CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO PROJETO COM A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON

PROCESS FLOWSHEET SPECIFICATIONS

Default units: SI  
 Equilibrium Package: PR  
 Enthalpy Package: PR

Stream: 1

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	41.0000 C	Oxygen	0.0004
Pressure	33.0330 Kg/cm2	Nitrogen	0.0082
Flow	3530.3750 Kgmole/h	CO2	0.0200
		Methane	0.7800
		Ethane	0.1070
		Propane	0.0485
		i-Butane	0.0130
		n-Butane	0.0121
		i-Pentane	0.0042
		n-Pentane	0.0024
		n-Hexane	0.0042
		NBP249F	0.0000
		NBP264F	0.0000
		NBP293F	0.0000
		NBP312F	0.0000
		NBP338F	0.0000
		NBP361F	0.0000
		NBP384F	0.0000

Stream: 5

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	13.0000 C		

Stream: 8

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	-24.0000 C		

Stream: 12

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	-16.9515 C	Oxygen	0.0001
Pressure	31.9330 Kg/cm2	Nitrogen	0.0005
Flow	623.7631 Kgmole/h	CO2	0.0142
		Methane	0.1591
		Ethane	0.1243
		Propane	0.0944
		i-Butane	0.0111
		n-Butane	0.0067
		i-Pentane	0.0008
		n-Pentane	0.0003
		n-Hexane	0.0080
		NBP249F	0.0000

NBP264F 0.0215

NBP293F	0.0496
NBP312F	0.1123
NBP338F	0.1507
NBP361F	0.1641
NBP384F	0.0813

Stream: 14  
CONDITIONS  
Temperature -24.0000 C COMPOSITION

Stream: 25  
CONDITIONS  
Pressure 17.5330 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 28  
CONDITIONS  
Pressure 15.6258 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 30  
CONDITIONS  
LiqVol\_Flow 20.4100 M3/h COMPOSITION

Stream: 31  
CONDITIONS  
Pressure 15.8256 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 33  
CONDITIONS  
Pressure 17.3255 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 34  
CONDITIONS  
Pressure 15.9255 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 41  
CONDITIONS  
Pressure 9.5640 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 300  
CONDITIONS  
Vapour\_Frac 0.0000  
Temperature 49.0000 C  
COMPOSITION  
Oxygen 0.0000  
Nitrogen 0.0000

Flow	1221.7166 Kgmole/h	CO2	0.0000	
		Methane	0.0000	
		Ethane	0.0000	
		Propane	1.0000	
		i-Butane	0.0000	
		n-Butane	0.0000	
		i-Pentane	0.0000	
		n-Pentane	0.0000	
		n-Hexane	0.0000	
		NBP249F	0.0000	
		NBP264F	0.0000	
		NBP293F	0.0000	
		NBP312F	0.0000	
		NBP338F	0.0000	
		NBP361F	0.0000	
		NBP384F	0.0000	

Stream: 301  
 CONDITIONS  
 Temperature 46.0000 C  
 COMPOSITION

Stream: 302  
 CONDITIONS  
 Pressure 5.8330 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 304  
 CONDITIONS  
 Pressure 1.9130 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 12\*  
 CONDITIONS  
 Pressure 31.9330 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 43  
 CONDITIONS  
 Temperature 157.0000 C  
 COMPOSITION

Stream: 47  
 CONDITIONS  
 Temperature 49.0000 C  
 Pressure 7.3500 Kg/cm2  
 Flow 491.8547 Kgmole/h  
 COMPOSITION  
 Oxygen 0.0000  
 Nitrogen 0.0000  
 CO2 0.0000  
 Methane 0.0000  
 Ethane 0.0000  
 Propane 0.0000  
 i-Butane 0.0000  
 n-Butane 0.0000  
 i-Pentane 0.0000  
 n-Pentane 0.0000

n-Hexane	0.0136	
NBP249F		0.0016
NBP264F		0.0366
NBP293F		0.0843
NBP312F		0.1909
NBP338F		0.2561
NBP361F		0.2788
NBP384F		0.1382

	Stream: 48	
CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	23.0000 Kg/cm2	

	Stream: 49	
CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	-17.0000 C	
Pressure	22.3000 Kg/cm2	

	Stream: 51	
CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	15.4261 Kg/cm2	

	Stream: 52	
CONDITIONS		COMPOSITION
Flow	368.6056 Kgmole/h	

	Stream: 54	
CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	-23.0000 C	
Pressure	31.8330 Kg/cm2	

	Stream: 309	
CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	1.0000	

	Stream: 310	
CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	1.0000	

	Stream: 311	
CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	1.0000	

Stream: 318

CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	0.0000	

Stream: 319

CONDITIONS		COMPOSITION
Flow	0.0000 Kgmole/h	

Stream: 59

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	44.5000 C	
Pressure	10.6390 Kg/cm2	

Stream: 57

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	14.6330 Kg/cm2	

Stream: 62

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	38.0000 C	

Stream: 63

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	2.0000 Kg/cm2	

Stream: 44\*

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	281.0007 C	Oxygen 0.0000
Pressure	9.4000 Kg/cm2	Nitrogen 0.0000
Flow	490.3481 Kgmole/h	CO2 0.0000
		Methane 0.0000
		Ethane 0.0000
		Propane 0.0000
		i-Butane 0.0000
		n-Butane 0.0000
		i-Pentane 0.0000
		n-Pentane 0.0000
		n-Hexane 0.0137
		NBP249F 0.0016
		NBP264F 0.0365
		NBP293F 0.0842
		NBP312F 0.1908
		NBP338F 0.2561
		NBP361F 0.2788
		NBP384F 0.1382

COMPOSITION

CONDITIONS  
Temperature

49.0000 C

Stream: 53A

CONDITIONS  
Pressure

42.5330 Kg/cm2

COMPOSITION

Stream: propano

CONDITIONS  
Temperature  
Pressure  
Flow

20.0000 C  
1.0330 Kg/cm2  
1.0000 Kgmole/h

COMPOSITION

Oxygen	0.0000
Nitrogen	0.0000
CO2	0.0000
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	1.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
NBP249F	0.0000
NBP264F	0.0000
NBP293F	0.0000
NBP312F	0.0000
NBP338F	0.0000
NBP361F	0.0000
NBP384F	0.0000





Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA5.SIM  
 Time 8:17:13 Prop Pkg PR Column Name TORRE22

Unit Operations

Sep3	VAS021: 1	-101	-2	-102
Heat	PERMUT01: 2	-5	20	-21
	DP1:	0.4000 Kg/cm2	DP2:	0.6000 Kg/cm2
	UA Clc:	334633.91 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Heat	PERMUT02: 5	-8	306	-309
	DP1:	0.7000 Kg/cm2	DP2:	0.0000 Kg/cm2
	UA Clc:	658358.50 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Mix	MIX3:-13	12	8	
Heat	PERMUT03: 13	-14	307	-310
	DP1:	0.0000 Kg/cm2	DP2:	0.0000 Kg/cm2
	UA Clc:	378593.63 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Sepa	SEP02: 14	-24	-17	
Valv	VALV2: 24	-25		
Mix	MIX5:-26	23	25	
Pump	ELEVA1: 18	-12*	ENERGIA1	
	Efficiency:	75.00%		
Sepa	VAS027: 19	-22	-20	
Valv	VALV3: 22	-23		
Recy	REC1: 12*	-12		
	Max Numb Iter:	5	Type:	Simultaneous
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
Colu	TORRE21: 17	54	-19	-18
Sepa	VAS023: 26	-29	-27	
Tee	DIV3: 29	-32	-30	
Valv	VALV4: 30	-31		
Heat	PERMUT05: 33	-34	48	-49
	DP1:	1.4000 Kg/cm2	DP2:	0.7000 Kg/cm2
	UA Clc:	685284.75 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Valv	VALV5: 27	-28		

Valv

VALV6: 32

-33

Tee	DIV4: 305	-300*	-308	-307
	-306			
Heat	PERMUT04: 53	-54	308	-311
	DP1:	0.6000 Kg/cm2	DP2:	0.0000 Kg/cm2
	UA Clc:	92723.28 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Pump	BOMBA211: 52	-53A	BOMBA211	
	Efficiency:	75.00%		
Tee	DIV5: 49	-52	-50	
Pump	BOMBA201: 47	-48	BOMBA201	
	Efficiency:	75.00%		
Heat	PERMUT08: 36	-37	300	-301
	DP1:	0.0500 Kg/cm2	DP2:	0.7000 Kg/cm2
	UA Clc:	21020.79 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Valv	VALV31: 301	-302		
Sepa	VAS032: 302	-303	-315	
Valv	VALV32: 303	-304		
Sepa	VAS033: 304	-305	-312	
Mix	MIX6:-313	312	311	310
	309			
Comp	COMPRES1: 313	-314	ENERG301	
	Type:	Adiabatic		
	Adiabatic Eff:	75.00%	Polytropic Eff:	76.77%
Mix	MIX7:-316	315	314	
Comp	COMPRES2: 316	-317	ENERG302	
	Type:	Adiabatic		
	Adiabatic Eff:	75.00%	Polytropic Eff:	76.94%
Cool	PERMUT31: 317	-318	-ENERG303	
	DP:	0.5000 Kg/cm2		
Sepa	VAS031: 318	-300	-319	
Cool	PERMUT06: 46	-46A	-ENERG206	
	DP:	0.5000 Kg/cm2		
Cool	PERMUT07: 45	-46	-ENERG207	
	DP:	0.5000 Kg/cm2		
Heat	PERMUT09: 42	-43	44*	-45
	DP1:	0.4000 Kg/cm2	DP2:	1.0500 Kg/cm2
	UA Clc:	64575.33 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple

Mix	MIX8:-42	39	41	
Valv	VALV8: 38	-39		
Valv	VALV9: 40	-41		
Sepa	VAS028: 35	-38	-36	
Adju	AJUSTE3: Adj Var: Flow of stream 52 Dep Var: Cmp_Mole_Flo Propane in stream 19 Target: 10.04 Kgmole/h Tol: 0.0100 Kgmole/h Step: 10.0000 Kgmole/h Type: Secant			
Colu	TORRE23: 43	-55	-44	-56
	-ENERG210	FORNO01		
Valv	VALV7: 50	-51		
Heat	PERMUT11: 58	-59	60	-61
	DP1: 0.2000 Kg/cm2	DP2: 0.0600 Kg/cm2		
	UA Clc: 22177.56 KJ/C-h	Shell Passes: 0		
	UA Spc: --- KJ/C-h	Type: Simple		
Valv	VALV10: 57	-58		
Pump	BOMBA203: 56	-57	BOMBA203	
	Efficiency: 75.00%			
Cool	PERMUT12: 61	-62	-ENERG212	
	DP: 0.3300 Kg/cm2			
Valv	VALV11: 62	-63		
Colu	TORRE24: 59	-64	-60	-65
	-ENERG214	ENERG213		
Colu	TORRE22: 51	28	31	34
	-35	-40	ENERG207	
Recy	REC3: 47*	-47		
	Max Numb Iter: 5	Type: Nested		
	Wegstein Cnt: 3			
	VapFr Sens: 10.0000	Temp Sens: 10.0000		
	Press Sens: 10.0000	Enth Sens: 10.0000		
	Rel Flow Sens: 10.0000	Rel Comp Sens: 10.0000		
Recy	REC6: 44	-44*		
	Max Numb Iter: 5	Type: Nested		
	Wegstein Cnt: 3			
	VapFr Sens: 10.0000	Temp Sens: 10.0000		
	Press Sens: 10.0000	Enth Sens: 10.0000		
	Rel Flow Sens: 1.0000	Rel Comp Sens: 10.0000		
Tee	DIV6: 46A	-47*	-46B	
Set	SET: Flow of stream 47* = stream 49 * 1.0000 + 0.0000 Kgmole/h			

Dep Var: Cmp\_Mole\_Flo Propane in stream 35  
Target: 5.75 Kgmole/h  
Tol: 0.0050 Kgmole/h Step: 20.0000 Kgmole/h  
Type: Secant

Adju AJUSTE9: Adj Var: LiqVol\_Flow of stream 30  
Dep Var: Temperature of stream 49\*  
Target: -17.00 C  
Tol: 0.1000 C Step: 10.0000 M3/h  
Type: Secant

Valv VALV15: 53A -53

Adju AJUSTE4: Adj Var: Flow of stream 300  
Dep Var: Flow of stream 300\*  
Target: 0.00 Kgmole/h  
Tol: 0.0100 Kgmole/h Step: 20.0000 Kgmole/h  
Type: Secant

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA5.SIM  
Time 8:17:13 Prop Pkg PR Column Name TORRE21

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages 8  
Stage 1 Pressure 31.833 Kg/cm2  
Stage 8 Pressure 31.933 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate -14.000 C  
Stage 8 Temperature Estimate -18.000 C  
Feed stream 17 enters on stage 8  
Feed stream 54 enters on stage 1  
Overhead Vapour Estimated Flow 2797.0000 Kgmole/h  
Overhead vapour product goes to stream 19  
Bottom liquid product goes to stream 18

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA5.SIM  
Time 8:17:13 Prop Pkg PR Column Name TORRE22

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages 21  
Stage 1 Pressure 15.433 Kg/cm2  
Stage 21 Pressure 16.100 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 3.000 C  
Stage 21 Temperature Estimate 134.000 C  
Feed stream 51 enters on stage 1  
Feed stream 28 enters on stage 6  
Feed stream 31 enters on stage 11  
Feed stream 34 enters on stage 13  
Overhead Vapour Estimated Flow 371.0000 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 21 is energy stream ENERG207  
Overhead vapour product goes to stream 35  
Bottom liquid product goes to stream 40

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Temperature on stage 21 is to be 134.000 C

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA5.SIM  
Time 8:17:13 Prop Pkg PR Column Name TORRE23

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages 19  
Stage 1 Pressure 9.080 Kg/cm2  
Stage 19 Pressure 9.400 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 38.000 C  
Stage 19 Temperature Estimate 281.000 C  
Feed stream 43 enters on stage 5  
Side Liquid draw from stage 1 to stream 56  
Estimated Flow 281.8600 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream ENERG210  
Side Exchanger on stage 19 is energy stream FORN001  
Overhead vapour product goes to stream 55  
Bottom liquid product goes to stream 44

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 Kgmole/h  
2: Temperature on stage 19 is to be 281.000 C  
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.9857

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA5.SIM  
Time 8:17:13 Prop Pkg PR Column Name TORRE24

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages 18  
Stage 1 Pressure 10.513 Kg/cm2  
Stage 18 Pressure 10.833 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 38.000 C  
Stage 18 Temperature Estimate 137.000 C  
Feed stream 59 enters on stage 7  
Side Liquid draw from stage 1 to stream 65  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream ENERG214  
Side Exchanger on stage 18 is energy stream ENERG213  
Overhead vapour product goes to stream 64  
Bottom liquid product goes to stream 60

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 Kgmole/h  
2: Flow of the stage 1 Side Liquid is to be 255.300 Kgmole/h  
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.5255



## APÊNDICE B

- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO QUE UTILIZA AS CARGAS TÉRMICAS DO PROJETO COM A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON

Stream: 18\*

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	32.2500 Kg/cm2	

Stream: 12

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	-20.6500 C	

Stream: 102

CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	1.0000	

Stream: 51

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	45.5000 C	Nitrogen	0.0000
Pressure	7.8300 Kg/cm2	CO2	0.0000
Flow	562.2903 Kgmole/h	H2O	0.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0005
		n-Pentane	0.0009
		n-Hexane	0.0368
		n-Heptane	0.2521
		n-Octane	0.2165
		NBP[11]_63	0.0000
		NBP[11]_78	0.0000
		NBP[11]_93	0.0000
		NBP[11]_107	0.0005
		NBP[11]_121	0.0296
		NBP[11]_134	0.0871
		NBP[11]_150	0.1014
		NBP[11]_164	0.0956
		NBP[11]_178	0.0925
		NBP[11]_192	0.0510
		NBP[11]_208	0.0356

Stream: 52

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	24.0300 Kg/cm2	

Stream: 53

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	-11.9500 C	

Stream: 29  
CONDITIONS  
Pressure 17.0800 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 55  
CONDITIONS  
Pressure 15.4300 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 56  
CONDITIONS  
Mass\_Flow 58000.0000 Kg/h COMPOSITION

Stream: 57  
CONDITIONS  
Pressure 40.0300 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 58  
CONDITIONS  
Pressure 32.6000 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 59  
CONDITIONS  
Temperature -17.0000 C COMPOSITION

Stream: 103  
CONDITIONS  
Vapour\_Frac 1.0000 COMPOSITION

Stream: 71  
CONDITIONS  
Pressure 19.5300 Kg/cm2 COMPOSITION

Energy Stream: P218  
CONDITIONS  
Energy\_Flow 4.660E+04 Kcal/h COMPOSITION

Energy Stream: P220  
CONDITIONS  
Energy\_Flow 1.160E+05 Kcal/h COMPOSITION

Stream: 79  
CONDITIONS  
COMPOSITION

Pressure 1.0380 Kg/cm2

Stream: 83

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	30.0000 C	Nitrogen	0.0000
Pressure	1.0330 Kg/cm2	CO2	0.0000
Mass_Flow	0.9704 Kg/h	H2O	0.0000
		EGlycol	1.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		NBP[1]_63	0.0000
		NBP[1]_78	0.0000
		NBP[1]_93	0.0000
		NBP[1]_107	0.0000
		NBP[1]_121	0.0000
		NBP[1]_134	0.0000
		NBP[1]_150	0.0000
		NBP[1]_164	0.0000
		NBP[1]_178	0.0000
		NBP[1]_192	0.0000
		NBP[1]_208	0.0000

Stream: 84

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	30.0000 C	Nitrogen	0.0000
Pressure	1.0330 Kg/cm2	CO2	0.0000
Mass_Flow	0.2235 Kg/h	H2O	1.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		NBP[1]_63	0.0000
		NBP[1]_78	0.0000
		NBP[1]_93	0.0000
		NBP[1]_107	0.0000
		NBP[1]_121	0.0000
		NBP[1]_134	0.0000
		NBP[1]_150	0.0000
		NBP[1]_164	0.0000
		NBP[1]_178	0.0000
		NBP[1]_192	0.0000
		NBP[1]_208	0.0000

Stream: 22  
CONDITIONS  
Pressure 17.5300 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 26  
CONDITIONS  
LiqVol\_Flow 23.5000 M3/h COMPOSITION

Stream: 28  
CONDITIONS  
Pressure 15.5100 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 31  
CONDITIONS  
Pressure 15.6200 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 104  
CONDITIONS  
Vapour\_Frac 1.0000 COMPOSITION

Energy Stream: P206  
CONDITIONS  
Energy\_Flow 1.359E+06 Kcal/h COMPOSITION

Stream: 51\*  
CONDITIONS  
Temperature 45.5000 C COMPOSITION

Stream: 39  
CONDITIONS  
Pressure 11.9600 Kg/cm2 COMPOSITION

Energy Stream: P209  
CONDITIONS  
Energy\_Flow 1.557E+06 Kcal/h COMPOSITION

Stream: 45  
CONDITIONS  
Temperature 244.7779 C  
Pressure 11.4300 Kg/cm2  
Flow 562.5176 Kgmole/h  
COMPOSITION  
Nitrogen 0.0000  
CO2 0.0000  
H2O 0.0000

PROCESS FLOWSHEET SPECIFICATIONS

Default units: SI  
 Equilibrium Package: PR  
 Enthalpy Package: PR

Stream: 1

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	41.0000 C	Oxygen	0.0004
Pressure	33.0330 Kg/cm2	Nitrogen	0.0082
Flow	3530.3750 Kgmole/h	CO2	0.0200
		Methane	0.7800
		Ethane	0.1070
		Propane	0.0485
		i-Butane	0.0130
		n-Butane	0.0121
		i-Pentane	0.0042
		n-Pentane	0.0024
		n-Hexane	0.0042
		NBP[1]_136	0.0000
		NBP[1]_156	0.0000
		NBP[1]_168	0.0000
		NBP[1]_182	0.0000
		NBP[1]_198	0.0000

Stream: 8

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	-25.0000 C	Oxygen	0.0004
Flow	3530.3750 Kgmole/h	Nitrogen	0.0082
		CO2	0.0200
		Methane	0.7800
		Ethane	0.1070
		Propane	0.0485
		i-Butane	0.0130
		n-Butane	0.0121
		i-Pentane	0.0042
		n-Pentane	0.0024
		n-Hexane	0.0042
		NBP[1]_136	0.0000
		NBP[1]_156	0.0000
		NBP[1]_168	0.0000
		NBP[1]_182	0.0000
		NBP[1]_198	0.0000

Stream: 12

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	-18.0662 C	Oxygen	0.0001
Pressure	31.9330 Kg/cm2	Nitrogen	0.0005
Flow	548.1672 Kgmole/h	CO2	0.0146
		Methane	0.1664
		Ethane	0.0000

i-Butane	0.0132	
n-Butane	0.0081	
i-Pentane	0.0010	
n-Pentane	0.0004	
n-Hexane	0.0007	
NBP[1]_136	0.0194	
NBP[1]_156	0.1006	
NBP[1]_168	0.2439	
NBP[1]_182	0.1657	
NBP[1]_198	0.0363	

Stream: 25

CONDITIONS . COMPOSITION  
 Pressure 17.5330 Kg/cm2

Stream: 28

CONDITIONS COMPOSITION  
 Pressure 15.6258 Kg/cm2

Stream: 31

CONDITIONS COMPOSITION  
 Pressure 15.8256 Kg/cm2

Stream: 33

CONDITIONS COMPOSITION  
 Temperature 68.0000 C

Stream: 34

CONDITIONS COMPOSITION  
 Pressure 15.9255 Kg/cm2

Stream: 41

CONDITIONS COMPOSITION  
 Pressure 9.5640 Kg/cm2

Stream: 300

CONDITIONS		COMPOSITION	
Vapour_Frac	0.0000	Oxygen	0.0000
Temperature	42.0000 C	Nitrogen	0.0000
Flow	1189.2344 Kgmole/h	CO2	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	1.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000

n-Hexane	0.0000
NBP[1]_136	0.0000
NBP[1]_156	0.0000
NBP[1]_168	0.0000
NBP[1]_182	0.0000
NBP[1]_198	0.0000

		Stream: 301	
CONDITIONS			COMPOSITION
Temperature	39.8000 C		

		Stream: 302	
CONDITIONS			COMPOSITION
Pressure	5.8330 Kg/cm2		

		Stream: 304	
CONDITIONS			COMPOSITION
Pressure	1.9130 Kg/cm2		

		Stream: 12*	
CONDITIONS			COMPOSITION
Pressure	31.9330 Kg/cm2		

		Stream: 47	
CONDITIONS			COMPOSITION
Temperature	71.3217 C	Oxygen	0.0000
Pressure	7.3000 Kg/cm2	Nitrogen	0.0000
Flow	389.7251 Kgmole/h	CO2	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0010
		NBP[1]_136	0.0342
		NBP[1]_156	0.1777
		NBP[1]_168	0.4305
		NBP[1]_182	0.2924
		NBP[1]_198	0.0641

		Stream: 48	
CONDITIONS			COMPOSITION
Pressure	24.3300 Kg/cm2		

		Stream: 51	
CONDITIONS			COMPOSITION



Pressure 15.4261 Kg/cm2

Stream: 52  
CONDITIONS COMPOSITION  
LiqVol\_Flow 59.0000 M3/h

Stream: 53  
CONDITIONS COMPOSITION  
Pressure 32.4330 Kg/cm2

Stream: 309  
CONDITIONS COMPOSITION  
Vapour\_Frac 1.0000

Stream: 310  
CONDITIONS COMPOSITION  
Vapour\_Frac 1.0000

Stream: 308  
CONDITIONS COMPOSITION  
Vapour\_Frac 0.0000

Stream: 311  
CONDITIONS COMPOSITION  
Vapour\_Frac 1.0000

Stream: 318  
CONDITIONS COMPOSITION  
Vapour\_Frac 0.0000

Stream: 319  
CONDITIONS COMPOSITION  
Flow 0.0000 Kgmole/h

Energy Stream: ENERG206  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow 1.359E+06 Kcal/h

Stream: 59  
CONDITIONS COMPOSITION  
Temperature 49.5000 C

Pressure 10.6390 Kg/cm2

Stream: 57

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	14.6330 Kg/cm2	

Stream: 62

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	32.0000 C	

Stream: 63

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	2.0000 Kg/cm2	

Stream: 44\*

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	281.6010 C	Oxygen	0.0000
Pressure	9.4000 Kg/cm2	Nitrogen	0.0000
Flow	389.5065 Kgmole/h	CO2	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0010
		NBP[1]_136	0.0342
		NBP[1]_156	0.1777
		NBP[1]_168	0.4305
		NBP[1]_182	0.2924
		NBP[1]_198	0.0641

Energy Stream: PERMU02

CONDITIONS		COMPOSITION
Energy_Flow	2.480E+06 Kcal/h	

Energy Stream: PERMU03

CONDITIONS		COMPOSITION
Energy_Flow	4.210E+05 Kcal/h	

Energy Stream: PERMU04

CONDITIONS		COMPOSITION
Energy_Flow	1.564E+05 Kcal/h	

Energy Stream: PERMU05

CONDITIONS		COMPOSITION
Energy_Flow	1.818E+06 Kcal/h	

Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0005
n-Pentane	0.0009
n-Hexane	0.0369
n-Heptane	0.2518
n-Octane	0.2166
NBPI11_63	0.0000
NBPI11_78	0.0000
NBPI11_93	0.0000
NBPI11_107	0.0005
NBPI11_121	0.0296
NBPI11_134	0.0871
NBPI11_150	0.1014
NBPI11_164	0.0956
NBPI11_178	0.0925
NBPI11_192	0.0510
NBPI11_208	0.0356

Stream: 90

CONDITIONS		COMPOSITION	
Vapour_Frac	0.0000	Nitrogen	0.0005
Pressure	19.2300 Kg/cm2	CO2	0.0003
Flow	1182.2488 Kgmole/h	H2O	0.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0175
		Ethane	0.0291
		Propane	0.9185
		i-Butane	0.0194
		n-Butane	0.0048
		i-Pentane	0.0085
		n-Pentane	0.0014
		n-Hexane	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		NBPI11_63	0.0000
		NBPI11_78	0.0000
		NBPI11_93	0.0000
		NBPI11_107	0.0000
		NBPI11_121	0.0000
		NBPI11_134	0.0000
		NBPI11_150	0.0000
		NBPI11_164	0.0000
		NBPI11_178	0.0000
		NBPI11_192	0.0000
		NBPI11_208	0.0000

Stream: 91

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	40.5000 C		

Stream: 92

CONDITIONS		COMPOSITION	
------------	--	-------------	--

Energy Stream: PERMU09

CONDITIONS	COMPOSITION
Energy_Flow	1.557E+06 Kcal/h

Stream: OLEO

CONDITIONS	COMPOSITION		
Temperature	280.9945 C	Oxygen	0.0000
Pressure	9.4000 Kg/cm2	Nitrogen	0.0000
Flow	100.0000 Kgmole/h	CO2	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0000
		NBP[1]_136	0.0431
		NBP[1]_156	0.1807
		NBP[1]_168	0.4269
		NBP[1]_182	0.2868
		NBP[1]_198	0.0626



Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
 Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA6.SIM  
 Time 10:46:40 Prop Pkg PR Column Name TORRE2Z

Unit Operations

Sep3	VAS021: 1	-101	-2	-102
Mix	MIX3:-13	12	8	
Sepa	SEP02: 14	-24	-17	
Valv	VALV2: 24	-25		
Mix	MIX5:-26	23	25	
Pump	ELEVA1: 18	-12*	ENERGIA1	
	Efficiency:	75.00%		
Sepa	VAS027: 19	-22	-20	
Valv	VALV3: 22	-23		
Recy	REC1: 12*	-12		
	Max Numb Iter:	5	Type: Simultaneous	
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
Colu	TORRE21: 17	54	-19	-18
Sepa	VAS023: 26	-29	-27	
Tee	DIV3: 29	-32	-30	
Valv	VALV4: 30	-31		
Valv	VALV5: 27	-28		
Valv	VALV6: 33	-34		
Tee	DIV4: 305 -306	-308*	-308	-307
Pump	BOMBA211: 52	-53	BOMBA211	
	Efficiency:	75.00%		
Tee	DIV5: 49	-52	-50	
Pump	BOMBA201: 47	-48	BOMBA201	
	Efficiency:	75.00%		
Valv	VALV31: 301	-302		
Sepa	VAS032: 302	-303	-315	
Valv	VALV32: 303	-304		
	VAS033: 304	-305	310	

Mix	MIX6:-313 309	312	311	310
Comp	COMPRES1: 313 Type: Adiabatic Adiabatic Eff: 75.00%	-314	ENERG301	Polytropic Eff: 76.77%
Mix	MIX7:-316	315	314	
Comp	COMPRES2: 316 Type: Adiabatic Adiabatic Eff: 75.00%	-317	ENERG302	Polytropic Eff: 76.63%
Cool	PERMUT31: 317 DP: 0.5000 Kg/cm2	-318	-ENERG303	
Sepa	VAS031: 318	-300	-319	
Cool	PERMUT06: 46 DP: 0.5000 Kg/cm2	-46A	-ENERG206	
Cool	PERMUT07: 45 DP: 0.5000 Kg/cm2	-46	-ENERG207	
Mix	MIX8:-42	39	41	
Valv	VALV8: 38	-39		
Valv	VALV9: 40	-41		
Sepa	VAS028: 35	-38	-36	
Colu	TORRE23: 43 -ENERG210	-55 FORNO01	-44	-56
Valv	VALV7: 50	-51		
Heat	PERMUT11: 58 DP1: 0.2000 Kg/cm2 UA Clc: 25615.89 KJ/C-h UA Spc: --- KJ/C-h	-59	60 DP2: 0.0600 Kg/cm2 Shell Passes: 0 Type: Simple	-61
Valv	VALV10: 57	-58		
Pump	BOMBA203: 56 Efficiency: 75.00%	-57	BOMBA203	
Cool	PERMUT12: 61 DP: 0.3300 Kg/cm2	-62	-ENERG212	
Valv	VALV11: 62	-63		
Colu	TORRE24: 59 -ENERG214	-64 ENERG213	-60	-65
Colu	TORRE22: 51 -35	28 -40	31 ENERG207	34

	Max Numb Iter:	5	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
Recy	REC6: 44	-44*		
	Max Numb Iter:	5	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	1.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
Tee	DIV6: 46A	-47*	-46B	
Set	SET: LiqVol_Flow	of stream 47* =		
	stream 47 *	1.0000 +	0.0000 M3/h	
Cool	PERMU01T: 2	-5	-PERMU01	
	DP:	0.4000 Kg/cm2		
Cool	PERMU01C: 20	-21	PERMU01	
	DP:	0.6000 Kg/cm2		
Cool	PERMU02T: 5	-8	-PERMU02	
	DP:	0.7000 Kg/cm2		
Cool	PERMU02C: 306	-309	PERMU02	
	DP:	0.0000 Kg/cm2		
Cool	PERMU03T: 13	-14	-PERMU03	
	DP:	0.0000 Kg/cm2		
Cool	PERMU03C: 307	-310	PERMU03	
	DP:	0.0000 Kg/cm2		
Cool	PERMU04T: 53	-54	-PERMU04	
	DP:	0.6000 Kg/cm2		
Cool	PERMU04C: 308	-311	PERMU04	
	DP:	0.0000 Kg/cm2		
Cool	PERMU05T: 32	-33	PERMU05	
	DP:	1.4000 Kg/cm2		
Cool	PERMU05C: 48	-49	-PERMU05	
	DP:	0.7000 Kg/cm2		
Cool	PERMU09T: 42	-43	PERMU09	
	DP:	0.4000 Kg/cm2		
Cool	PERMU09C: 44*	-45	-PERMU09	
	DP:	1.1000 Kg/cm2		
Adju	AJUSTE1: Adj Var: Flow	of stream 300		
	Dep Var: Flow	of stream 308*		
	Target:	0.00 Kgmole/h		
	Tol:	0.0010 Kgmole/h	Step:	10.0000 Kgmole/h
	Type:	Secant		



Heat PERMUT08: 36

	-37	300	-301
DP1:		0.1000 Kg/cm2	DP2: 0.7000 Kg/cm2
UA Clc:	73150.23	KJ/C-h	Shell Passes: 0
UA Spc:	---	KJ/C-h	Type: Simple

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA6.SIM  
Time 10:46:40 Prop Pkg PR Column Name TORRE21

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages 8  
Stage 1 Pressure 31.833 Kg/cm2  
Stage 8 Pressure 31.933 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate -14.000 C  
Stage 8 Temperature Estimate -18.000 C  
Feed stream 17 enters on stage 8  
Feed stream 54 enters on stage 1  
Overhead Vapour Estimated Flow 2797.0000 Kgmole/h  
Overhead vapour product goes to stream 19  
Bottom liquid product goes to stream 18

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA6.SIM  
Time 10:46:40 Prop Pkg PR Column Name TORRE22

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages 21  
Stage 1 Pressure 15.433 Kg/cm2  
Stage 21 Pressure 16.100 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 3.000 C  
Stage 21 Temperature Estimate 140.000 C  
Feed stream 51 enters on stage 1  
Feed stream 28 enters on stage 6  
Feed stream 31 enters on stage 11  
Feed stream 34 enters on stage 13  
Overhead Vapour Estimated Flow 371.0000 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 21 is energy stream ENER207  
Overhead vapour product goes to stream 35  
Bottom liquid product goes to stream 40

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Temperature on stage 21 is to be 133.300 C

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA6.SIM  
Time 10:46:40 Prop Pkg PR Column Name TORRE23

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages 19  
Stage 1 Pressure 9.080 Kg/cm2  
Stage 19 Pressure 9.400 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 38.000 C  
Stage 19 Temperature Estimate 281.000 C  
Feed stream 43 enters on stage 5  
Side Liquid draw from stage 1 to stream 56  
Estimated Flow 281.8600 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream ENERG210  
Side Exchanger on stage 19 is energy stream FORNO01  
Overhead vapour product goes to stream 55  
Bottom liquid product goes to stream 44

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 Kgmole/h  
2: Temperature on stage 19 is to be 281.600 C  
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.9857

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/03/04 Version C1.51 Case Name UPGNATA6.SIM  
Time 10:46:40 Prop Pkg PR Column Name TORRE24

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages 18  
Stage 1 Pressure 10.513 Kg/cm2  
Stage 18 Pressure 10.833 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 38.000 C  
Stage 18 Temperature Estimate 137.000 C  
Feed stream 59 enters on stage 7  
Side Liquid draw from stage 1 to stream 65  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream ENERG214  
Side Exchanger on stage 18 is energy stream ENERG213  
Overhead vapour product goes to stream 64  
Bottom liquid product goes to stream 60

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 Kgmole/h  
2: Flow of the stage 1 Side Liquid is to be 235.000 Kgmole/h  
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.5255

## APÊNDICE C

- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO QUE UTILIZA AS CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO TESTE DE CORRIDA DE FEVEREIRO DE 1992 COM A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON

PROCESS FLOWSHEET SPECIFICATIONS

Default units: SI  
 Equilibrium Package: PR  
 Enthalpy Package: PR

Stream: OLEO

CONDITIONS		COMPOSITION	
Vapour_Frac	0.0000	Nitrogen	0.0000
Pressure	11.4300 Kg/cm2	CO2	0.0000
Flow	1.0000 Kgmole/h	H2O	0.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		NBPI11_63	0.0304
		NBPI11_78	0.0398
		NBPI11_93	0.0797
		NBPI11_107	0.1255
		NBPI11_121	0.1560
		NBPI11_134	0.1613
		NBPI11_150	0.1255
		NBPI11_164	0.1032
		NBPI11_178	0.0946
		NBPI11_192	0.0505
		NBPI11_208	0.0346

Stream: 1

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	35.0000 C	Nitrogen	0.0106
Pressure	34.0800 Kg/cm2	CO2	0.0189
Flow	4650.0000 Kgmole/h	H2O	0.0019
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.8056
		Ethane	0.0907
		Propane	0.0389
		i-Butane	0.0097
		n-Butane	0.0119
		i-Pentane	0.0042
		n-Pentane	0.0033
		n-Hexane	0.0030
		n-Heptane	0.0011
		n-Octane	0.0002
		NBPI11_63	0.0000
		NBPI11_78	0.0000
		NBPI11_93	0.0000

NBPI11_107	0.0000
NBPI11_121	0.0000
NBPI11_134	0.0000
NBPI11_150	0.0000
NBPI11_164	0.0000
NBPI11_178	0.0000
NBPI11_192	0.0000
NBPI11_208	0.0000

Stream: 87

CONDITIONS  
 Temperature  
 Pressure  
 Flow

48.4028 C  
 34.0800 Kg/cm2  
 38.2242 Kgmole/h

COMPOSITION

Nitrogen	0.0000
CO2	0.0000
H2O	0.4137
EGlycol	0.5863
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
n-Heptane	0.0000
n-Octane	0.0000
NBPI11_63	0.0000
NBPI11_78	0.0000
NBPI11_93	0.0000
NBPI11_107	0.0000
NBPI11_121	0.0000
NBPI11_134	0.0000
NBPI11_150	0.0000
NBPI11_164	0.0000
NBPI11_178	0.0000
NBPI11_192	0.0000
NBPI11_208	0.0000

Stream: 3

CONDITIONS  
 Temperature

11.6500 C

COMPOSITION

Stream: 87\*

CONDITIONS  
 Pressure

34.0800 Kg/cm2

COMPOSITION

Stream: 86

CONDITIONS  
 Temperature  
 Pressure  
 Flow

48.4028 C  
 34.0800 Kg/cm2  
 46.0737 Kgmole/h

COMPOSITION

Nitrogen	0.0000
CO2	0.0000
H2O	0.4137
EGlycol	0.5863
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000



i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
n-Heptane	0.0000
n-Octane	0.0000
NBP[1]_63	0.0000
NBP[1]_78	0.0000
NBP[1]_93	0.0000
NBP[1]_107	0.0000
NBP[1]_121	0.0000
NBP[1]_134	0.0000
NBP[1]_150	0.0000
NBP[1]_164	0.0000
NBP[1]_178	0.0000
NBP[1]_192	0.0000
NBP[1]_208	0.0000

Stream: 86\*

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	34.0800 Kg/cm2	

Stream: 8

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	-21.7500 C	

Stream: 18

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	-16.8020 C	Nitrogen	0.0006
Pressure	32.2500 Kg/cm2	CO2	0.0129
Flow	817.9323 Kgmole/h	H2O	0.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.1700
		Ethane	0.1114
		Propane	0.0876
		i-Butane	0.0104
		n-Butane	0.0084
		i-Pentane	0.0013
		n-Pentane	0.0011
		n-Hexane	0.0215
		n-Heptane	0.1500
		n-Octane	0.1289
		NBP[1]_63	0.0000
		NBP[1]_78	0.0000
		NBP[1]_93	0.0000
		NBP[1]_107	0.0003
		NBP[1]_121	0.0178
		NBP[1]_134	0.0522
		NBP[1]_150	0.0608
		NBP[1]_164	0.0573
		NBP[1]_178	0.0555
		NBP[1]_192	0.0306
		NBP[1]_208	0.0213

Pressure 6.1800 Kg/cm2

Stream: 95  
CONDITIONS COMPOSITION  
Pressure 1.9800 Kg/cm2

Stream: 109  
CONDITIONS COMPOSITION  
Vapour\_Frac 0.0000

Stream: 110  
CONDITIONS COMPOSITION  
Flow 0.0000 Kgmole/h

Stream: 62  
CONDITIONS COMPOSITION  
Pressure 20.0300 Kg/cm2

Stream: 64  
CONDITIONS COMPOSITION  
Temperature 46.6000 C  
Pressure 12.9300 Kg/cm2

Stream: 68  
CONDITIONS COMPOSITION

Temperature

32.0000 C



Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/05/26 Version C1.51 Case Name UPGNOPE3.SIM  
 Time 11:51:00 Prop Pkg PR

Unit Operations

Mix	MIX1:-2	1	87	
Mix	MIX2:-7 4	89	6	5
Mix	MIX3:-11	18	10	9
Mix	MIX4:-23	21	22	
Mix	MIX5:-32	77	30	
Mix	MIX8:-76	75	74	
Mix	MIX9:-85	84	83	82
Tee	DIV1: 86	-88	-87*	
Tee	DIV2: 25	-27	-26	
Heat	P201: 2	-3	15	-16
	DP1:	0.5000 Kg/cm2	DP2:	1.6000 Kg/cm2
	UA Clc:	918303.19 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Heat	P202: 7	-8	98	-102
	DP1:	1.3300 Kg/cm2	DP2:	0.0000 Kg/cm2
	UA Clc:	753753.50 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Heat	P203: 11	-12	99	-103
	DP1:	0.0500 Kg/cm2	DP2:	0.0000 Kg/cm2
	UA Clc:	564096.19 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Heat	P204: 58	-59	100	-104
	DP1:	1.0000 Kg/cm2	DP2:	0.0000 Kg/cm2
	UA Clc:	77490.80 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Heat	P205: 29	-30	52	-53
	DP1:	1.4000 Kg/cm2	DP2:	0.7000 Kg/cm2
	UA Clc:	456617.63 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Cool	P206: 48	-49	-P206	
	DP:	1.2000 Kg/cm2		
Cool	P218: 71	-72	P218	
	DP:	0.0000 Kg/cm2		
Cool	P220: 72	-73	P220	
	DP:	0.3300 Kg/cm2		

DP: 0.0100 Kg/cm2

Sep3	SEP1: 3	-5	-4	-6
Sepa	SEP2: 12	-20	-13	
Sep3	VAS0202: 8	-10	-9	-70
Sepa	VAS0203: 23	-25	-24	
Sepa	VAS0207: 14	-19	-15	
Sep3	VAS0210: 73	-75	-74	-78

Recy REC1: 87\* -87

Max Numb Iter:	5	Type:	Nested
Wegstein Cnt:	3		
VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000

Recy REC2: 86\* -86

Max Numb Iter:	5	Type:	Nested
Wegstein Cnt:	3		
VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000

Recy REC3: 18\* -18

Max Numb Iter:	5	Type:	Nested
Wegstein Cnt:	3		
VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000

Recy REC5: 51\* -51

Max Numb Iter:	5	Type:	Nested
Wegstein Cnt:	3		
VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000

Adju AJUSTE1: Adj Var: Mass\_Flow of stream 87  
Dep Var: Mass\_Frac EGlycol in stream 6  
Target: 0.76  
Tol: 0.0005 Step: 100.0000 Kg/h  
Type: Secant

Adju AJUSTE2: Adj Var: Mass\_Flow of stream 86  
Dep Var: Mass\_Frac EGlycol in stream 70  
Target: 0.76  
Tol: 0.0005 Step: 30.0000 Kg/h  
Type: Secant

Adju AJUSTE3: Adj Var: Mass\_Flow of stream 83  
Dep Var: Cmp\_Mass\_Flo EGlycol in stream 85  
Target: matches stream 86  
Tol: 0.0005 Kg/h Step: 0.5000 Kg/h  
Type: Secant

Adju AJUSTEA: Adj Var: Mass\_Flow of stream 84  
 Dep Var: Cmp\_Mass\_Flo H2O in stream 85  
 Target: matches stream 86  
 Tol: 0.0005 Kg/h Step: 0.5000 Kg/h  
 Type: Secant

Set	SET1: Mass_Flow of stream 87* =	stream 87 *	1.0000 +	0.0000 Kg/h
Valv	VALV1: 88		-89	
Valv	VALV2: 20		-22	
Valv	VALV3: 19		-21	
Valv	VALV4: 24		-28	
Valv	VALV5: 26		-31	
Valv	VALV6: 27		-29	
Valv	VALV7: 54		-55	
Valv	VALV10: 57		-58	
Valv	VALV13: 70		-71	
Valv	VALV14: 76		-77	
Valv	VALV15: 78		-79	
Pump	B201: 51		-52	B201
	Efficiency:		75.00%	
Pump	B207: 85		-86*	B207
	Efficiency:		75.00%	
Pump	B211: 56		-57	B211
	Efficiency:		75.00%	
Pump	ELEVA1: 17		-18*	ELEVA1
	Efficiency:		75.00%	
Colu	TORRE201: 59		13	-14 -17
Colu	TORRE206: 79		-80	-81 -P218
	P219			
Tee	DIV4: 53		-56	-54
Colu	TORRE202: 55		28	31 32
	-33		-37	P207
Sepa	VASO208: 33		-36	-34
Valv	VALV8: 36		-38	
Valv	VALV9: 37		-39	
			39	38

Cool	P209: 40	-41	P209	
	DP:	0.7000 Kg/cm2		
Colu	TORRE203: 41	-60	-44	-61
	-42	-P210	FORNO*	
Pump	ELEVA2: 42	-43	ELEVA2	
	Efficiency:	75.00%		
Mix	MIX7:-45*	44	43	
Recy	REC4: 45*	-45		
	Max Numb Iter:	10	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	5.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
Cool	P209*: 45	-46	-P209	
	DP:	1.7000 Kg/cm2		
Cool	PTUB0: 46	-47	-PTUB0	
	DP:	0.0000 Kg/cm2		
Cool	P207: 47	-48	-P207	
	DP:	0.7000 Kg/cm2		
Tee	DIV3: 49	-51*	-50	
Set	SET2: Mass_Flow	of stream 51* =		
	stream 51 *	1.0000 +	0.0000 Kg/h	
Heat	P208: 34	-35	90	-91
	DP1:	0.0540 Kg/cm2	DP2:	0.7000 Kg/cm2
	UA Clc:	58585.79 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Valv	VALV16: 91	-92		
Sepa	VAS0302: 92	-94	-93	
Valv	VALV17: 94	-95		
Sepa	VAS0303: 95	-97	-96	
Tee	DIV5: 97	-101	-100	-99
	-98			
Mix	MIX10:-105	104	103	102
	96			
Comp	COMP1: 105	-106	COMP1	
	Type:	Adiabatic		
	Adiabatic Eff:	75.00%	Polytropic Eff:	76.75%
Mix	MIX11:-107	93	106	
Comp	COMP2: 107	-108	COMP2	
	Type:	Adiabatic		



Adiabatic Eff: 75.00%      Polytopic Eff: 77.01%

Cool	P301: 108	-109	-P301	
	DP:	0.5000 Kg/cm2		
Sepa	VAS0301: 109	-90	-110	
Adju	AJUSTE5: Adj Var: Flow		of stream 90	
	Dep Var: Flow		of stream 101	
	Target:	0.00 Kgmole/h		
	Tol:	0.0001 Kgmole/h	Step:	100.0000 Kgmole/h
	Type:	Secant		
Pump	B203: 61	-62	B203	
	Efficiency:	75.00%		
Valv	VALV11: 62	-63		
Heat	P211: 63	-64	66	-67
	DP1:	0.2000 Kg/cm2	DP2:	0.0600 Kg/cm2
	UA Clc:	41284.86 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Colu	TORRE204: 64	-65	-66	-GLP
	-P214	P213		
Cool	P212: 67	-68	-P212	
	DP:	0.3500 Kg/cm2		

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/05/26 Version C1.51 Case Name UPGNOPE3.SIM  
Time 11:51:00 Prop Pkg PR Column Name TORRE201

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 30  
Stage 1 Pressure 31.600 Kg/cm2  
Stage 30 Pressure 32.200 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate -2.000 C  
Stage 30 Temperature Estimate -15.000 C  
Feed stream 59 enters on stage 1  
Feed stream 13 enters on stage 30  
Overhead Vapour Estimated Flow 3900.0000 Kgmole/h  
Overhead vapour product goes to stream 14  
Bottom liquid product goes to stream 17  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

ZDDDDDDDBDDDDDDDDDDDD?

3 Stage 3 Efficiency 3

CDDDDDDDEDDDDDDDDDDDD4

3	1	3	0.380000	3
3	2	3	0.380000	3
3	3	3	0.381000	3
3	4	3	0.382000	3
3	5	3	0.383000	3
3	6	3	0.384000	3
3	7	3	0.384000	3
3	8	3	0.385000	3
3	9	3	0.386000	3
3	10	3	0.387000	3
3	11	3	0.388000	3
3	12	3	0.388000	3
3	13	3	0.389000	3
3	14	3	0.390000	3
3	15	3	0.390000	3
3	16	3	0.391000	3
3	17	3	0.392000	3
3	18	3	0.393000	3
3	19	3	0.394000	3
3	20	3	0.396000	3
3	21	3	0.397000	3
3	22	3	0.398000	3
3	23	3	0.399000	3
3	24	3	0.400000	3
3	25	3	0.402000	3
3	26	3	0.403000	3
3	27	3	0.405000	3
3	28	3	0.408000	3
3	29	3	0.412000	3
3	30	3	0.420000	3

@DDDDDDDA@@@@DDDDDDDDDY

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/05/26 Version C1.51 Case Name UPGNOPE3.SIM  
Time 11:51:00 Prop Pkg PR Column Name TORRE202

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 49  
Stage 1 Pressure 15.430 Kg/cm2  
Stage 49 Pressure 15.930 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 6.000 C  
Stage 49 Temperature Estimate 117.000 C  
Feed stream 55 enters on stage 1  
Feed stream 28 enters on stage 12  
Feed stream 31 enters on stage 25  
Feed stream 32 enters on stage 31  
Overhead Vapour Estimated Flow 365.0000 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 49 is energy stream P207  
Overhead vapour product goes to stream 33  
Bottom liquid product goes to stream 37  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Temperature on stage 49 is to be 120.500 C

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

ZDDDDDDDBDDDDDDDDDDDD?

3 Stage 3 Efficiency 3

CDDDDDDDEDDDDDDDDDDDD4

3	1	3	0.292000	3
3	2	3	0.315000	3
3	3	3	0.320000	3
3	4	3	0.322000	3
3	5	3	0.322000	3
3	6	3	0.322000	3
3	7	3	0.323000	3
3	8	3	0.323000	3
3	9	3	0.324000	3
3	10	3	0.325000	3
3	11	3	0.326000	3
3	12	3	0.360000	3
3	13	3	0.580000	3
3	14	3	0.581000	3
3	15	3	0.583000	3
3	16	3	0.583000	3
3	17	3	0.583000	3
3	18	3	0.583000	3
3	19	3	0.583000	3
3	20	3	0.584000	3
3	21	3	0.584000	3
3	22	3	0.589000	3
3	23	3	0.590000	3
3	24	3	0.591000	3
3	25	3	0.479000	3
3	26	3	0.513000	3
3	27	3	0.538000	3
3	28	3	0.550000	3
3	29	3	0.561000	3
3	30	3	0.569000	3
3	31	3	0.490000	3
3	32	3	0.508000	3
3	33	3	0.513000	3
3	34	3	0.532000	3
3	35	3	0.550000	3
3	36	3	0.560000	3
3	37	3	0.568000	3
3	38	3	0.575000	3
3	39	3	0.578000	3
3	40	3	0.580000	3
3	41	3	0.585000	3
3	42	3	0.595000	3
3	43	3	0.600000	3
3	44	3	0.610000	3
3	45	3	0.623000	3
3	46	3	0.635000	3
3	47	3	0.650000	3
3	48	3	0.660000	3
3	49	3	1.000000	3

@DDDDDDADDDDDDDDDDDDY

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/05/26 Version C1.51 Case Name UPGNOPE3.SIM  
Time 11:51:00 Prop Pkg PR Column Name TORRE203

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 27  
Stage 1 Pressure 10.830 Kg/cm2  
Stage 27 Pressure 11.430 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 34.000 C  
Stage 27 Temperature Estimate 263.000 C  
Feed stream 41 enters on stage 12  
Side Liquid draw from stage 1 to stream 51  
Estimated Flow 350.0000 Kgmole/h  
Side Liquid draw from stage 26 to stream 42  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream P210  
Side Exchanger on stage 27 is energy stream FORNO\*  
Overhead vapour product goes to stream 50  
Bottom liquid product goes to stream 44  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 Kgmole/h  
2: Temperature on stage 27 is to be 261.900 C  
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.7800  
4: Flow of the stage 26 Side Liquid is to be 90.500 M3/h

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/05/26 Version C1.51 Case Name UPGNOPE3.SIM  
Time 11:51:00 Prop Pkg PR Column Name TORRE203

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

ZDDDDDDDBDDDDDDDDDDDD?

3 Stage 3 Efficiency 3

CDDDDDDDEDDDDDDDDDDDD4

3 1 3 1.000000 3

3 2 3 0.828000 3

3 3 3 0.820000 3

3 4 3 0.830000 3

3 5 3 0.833000 3

3 6 3 0.834000 3

3 7 3 0.834000 3

3 8 3 0.838000 3

3 9 3 0.838000 3

3 10 3 0.838000 3

3 11 3 0.839000 3

3 12 3 0.605000 3

3 13 3 0.650000 3

3 14 3 0.686000 3

3 15 3 0.724000 3

3 16 3 0.756000 3

3 17 3 0.780000 3

3 18 3 0.800000 3

3 19 3 0.810000 3

3 20 3 0.820000 3

3 21 3 0.825000 3

3 22 3 0.831000 3

3 23 3 0.835000 3

3 24 3 0.840000 3

3 25 3 0.843000 3

3 26 3 0.848000 3

3 27 3 1.000000 3

@DDDDDDOADDDDDDDDDDDDY

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/05/26 Version C1.51 Case Name UPCNOPE3.SIM  
Time 11:51:00 Prop Pkg PR Column Name TORRE204

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 32  
Stage 1 Pressure 12.730 Kg/cm2  
Stage 32 Pressure 13.330 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 32.000 C  
Stage 32 Temperature Estimate 131.000 C  
Feed stream 64 enters on stage 12  
Side Liquid draw from stage 1 to stream GLP  
Estimated Flow 230.0000 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream P214  
Side Exchanger on stage 32 is energy stream P213  
Overhead vapour product goes to stream 65  
Bottom liquid product goes to stream 66  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

- 1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 Kgmole/h
- 2: Heat Exchanger Duty on stage 32 is to be 1.8960E+05 Kcal/h
- 3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.7100



Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/05/26 Version C1.51 Case Name UPGNOPE3.SIM  
Time 11:51:00 Prop Pkg PR Column Name TORRE204

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

ZDDDDDDDBDDDDDDDDDDDD?

3 Stage 3 Efficiency 3

CDDDDDDDEDDDDDDDDDDDD4

3	1	3	1.000000	3
3	2	3	0.905000	3
3	3	3	0.908000	3
3	4	3	0.907000	3
3	5	3	0.907000	3
3	6	3	0.907000	3
3	7	3	0.907000	3
3	8	3	0.906000	3
3	9	3	0.907000	3
3	10	3	0.905000	3
3	11	3	0.908000	3
3	12	3	0.796000	3
3	13	3	0.810000	3
3	14	3	0.822000	3
3	15	3	0.830000	3
3	16	3	0.838000	3
3	17	3	0.840000	3
3	18	3	0.845000	3
3	19	3	0.847000	3
3	20	3	0.849000	3
3	21	3	0.850000	3
3	22	3	0.851000	3
3	23	3	0.852000	3
3	24	3	0.855000	3
3	25	3	0.859000	3
3	26	3	0.861000	3
3	27	3	0.863000	3
3	28	3	0.865000	3
3	29	3	0.868000	3
3	30	3	0.872000	3
3	31	3	0.875000	3
3	32	3	1.000000	3

@DDDDDDA@@@@DDDDDDDDDY

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/05/26 Version C1.51 Case Name UPGNOPE3.SIM  
Time 11:51:00 Prop Pkg PR Column Name TORRE206

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages .3  
Stage 1 Pressure 1.033 Kg/cm2  
Stage 3 Pressure 1.043 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 100.000 C  
Stage 3 Temperature Estimate 127.000 C  
Feed stream 79 enters on stage 2  
Overhead Vapour Estimated Flow 9.0000 Kgmole/h  
Estimated top stage reflux ratio is 0.4300  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream P218  
Side Exchanger on stage 3 is energy stream P219  
Overhead vapour product goes to stream 80  
Bottom liquid product goes to stream 81

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Heat Exchanger Duty on stage 1 is to be -4.6600E+04 Kcal/h  
2: Mass Ratio of EGlycol  
divided by H2O  
in the stage 3 Liquid is to be 4.882

## APÊNDICE D

- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO COM "LAY-OUT" MODIFICADO PARA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA (TECNOLOGIA PINCH) COM A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON

PROCESS FLOWSHEET SPECIFICATIONS

Default units: SI  
 Equilibrium Package: PR  
 Enthalpy Package: PR

Stream: OLEO

CONDITIONS		COMPOSITION	
Vapour_Frac	0.0000	Nitrogen	0.0000
Pressure	11.4300 Kg/cm2	CO2	0.0000
Flow	1.0000 Kgmole/h	H2O	0.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		NBP[11]_63	0.0304
		NBP[11]_78	0.0398
		NBP[11]_93	0.0787
		NBP[11]_107	0.1255
		NBP[11]_121	0.1560
		NBP[11]_134	0.1613
		NBP[11]_150	0.1255
		NBP[11]_164	0.1032
		NBP[11]_178	0.0946
		NBP[11]_192	0.0505
		NBP[11]_208	0.0346

Stream: 1

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	35.0000 C	Nitrogen	0.0106
Pressure	34.0800 Kg/cm2	CO2	0.0189
Flow	4650.0000 Kgmole/h	H2O	0.0019
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.8056
		Ethane	0.0907
		Propane	0.0389
		i-Butane	0.0097
		n-Butane	0.0119
		i-Pentane	0.0042
		n-Pentane	0.0033
		n-Hexane	0.0030
		n-Heptane	0.0011
		n-Octane	0.0002
		NBP[11]_63	0.0000
		NBP[11]_78	0.0000

NBP[1]\_107 0.0000

NBP[1]_121	0.0000
NBP[1]_134	0.0000
NBP[1]_150	0.0000
NBP[1]_164	0.0000
NBP[1]_178	0.0000
NBP[1]_192	0.0000
NBP[1]_208	0.0000

Stream: 87

CONDITIONS

Temperature	48.4028 C
Pressure	34.0800 Kg/cm2
Flow	38.2242 Kgmole/h

COMPOSITION

Nitrogen	0.0000
CO2	0.0000
H2O	0.4137
EGlycol	0.5863
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
n-Heptane	0.0000
n-Octane	0.0000
NBP[1]_63	0.0000
NBP[1]_78	0.0000
NBP[1]_93	0.0000
NBP[1]_107	0.0000
NBP[1]_121	0.0000
NBP[1]_134	0.0000
NBP[1]_150	0.0000
NBP[1]_164	0.0000
NBP[1]_178	0.0000
NBP[1]_192	0.0000
NBP[1]_208	0.0000

Stream: 87\*

CONDITIONS

Pressure	34.0800 Kg/cm2
----------	----------------

COMPOSITION

CONDITIONS

Temperature	48.4028 C
Pressure	34.0800 Kg/cm2
Flow	46.0737 Kgmole/h

Stream: 86

COMPOSITION

Nitrogen	0.0000
CO2	0.0000
H2O	0.4137
EGlycol	0.5863
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000

n-Octane	0.0000
NBP[1]_63	0.0000
NBP[1]_78	0.0000
NBP[1]_93	0.0000
NBP[1]_107	0.0000
NBP[1]_121	0.0000
NBP[1]_134	0.0000
NBP[1]_150	0.0000
NBP[1]_164	0.0000
NBP[1]_178	0.0000
NBP[1]_192	0.0000
NBP[1]_208	0.0000

Stream: 86\*

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	34.0800 Kg/cm2		

Stream: 18

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	-16.8377 C	Nitrogen	0.0006
Pressure	32.2500 Kg/cm2	CO2	0.0129
Flow	818.3746 Kgmole/h	H2O	0.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.1705
		Ethane	0.1115
		Propane	0.0873
		i-Butane	0.0103
		n-Butane	0.0084
		i-Pentane	0.0012
		n-Pentane	0.0009
		n-Hexane	0.0174
		n-Heptane	0.1525
		n-Octane	0.1525
		NBP[1]_63	0.0000
		NBP[1]_78	0.0000
		NBP[1]_93	0.0000
		NBP[1]_107	0.0001
		NBP[1]_121	0.0121
		NBP[1]_134	0.0435
		NBP[1]_150	0.0563
		NBP[1]_164	0.0554
		NBP[1]_178	0.0548
		NBP[1]_192	0.0305
		NBP[1]_208	0.0214

Stream: 18\*

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	32.2500 Kg/cm2		

Stream: 102

CONDITIONS		COMPOSITION	
Vapour_Frac	1.0000		

## Stream: 51

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	45.9406 C	Nitrogen	0.0000
Pressure	7.8300 Kg/cm2	CO2	0.0000
Flow	561.8887 Kgmole/h	H2O	0.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0003
		n-Pentane	0.0005
		n-Hexane	0.0279
		n-Heptane	0.2577
		n-Octane	0.2561
		NBP[1]_63	0.0000
		NBP[1]_78	0.0000
		NBP[1]_93	0.0000
		NBP[1]_107	0.0002
		NBP[1]_121	0.0202
		NBP[1]_134	0.0726
		NBP[1]_150	0.0939
		NBP[1]_164	0.0925
		NBP[1]_178	0.0915
		NBP[1]_192	0.0509
		NBP[1]_208	0.0357

## Stream: 52

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	24.0300 Kg/cm2		

## Stream: 29

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	17.0800 Kg/cm2		

## Stream: 55

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	15.4300 Kg/cm2		

## Stream: 56

CONDITIONS		COMPOSITION	
Mass_Flow	58000.0000 Kg/h		

## Stream: 57

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	40.0300 Kg/cm2		

Stream: 58

CONDITIONS

Pressure 32.6000 Kg/cm2

COMPOSITION

Stream: 103

CONDITIONS

Vapour\_Frac 1.0000

COMPOSITION

Stream: 71

CONDITIONS

Pressure 19.5300 Kg/cm2

COMPOSITION

Energy Stream: P218

CONDITIONS

Energy\_Flow 4.660E+04 Kcal/h

COMPOSITION

Energy Stream: P220

CONDITIONS

Energy\_Flow 1.160E+05 Kcal/h

COMPOSITION

Stream: 79

CONDITIONS

Pressure 1.0380 Kg/cm2

COMPOSITION

Stream: 83

CONDITIONS

Temperature 30.0000 C  
Pressure 1.0330 Kg/cm2  
Mass\_Flow 0.9711 Kg/h

COMPOSITION

Nitrogen	0.0000
CO2	0.0000
H2O	0.0000
EGlycol	1.0000
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
n-Heptane	0.0000
n-Octane	0.0000
NBP[1]_63	0.0000
NBP[1]_78	0.0000
NBP[1]_93	0.0000
NBP[1]_107	0.0000
NBP[1]_121	0.0000
NBP[1]_134	0.0000
NBP[1]_150	0.0000
NBP[1]_164	0.0000
NBP[1]_178	0.0000
NBP[1]_192	0.0000



NBP[11]\_208 0.0000

Stream: 84

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	30.0000 C	Nitrogen	0.0000
Pressure	1.0330 Kg/cm2	CO2	0.0000
Mass_Flow	0.2040 Kg/h	H2O	1.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		NBP[11]_63	0.0000
		NBP[11]_78	0.0000
		NBP[11]_93	0.0000
		NBP[11]_107	0.0000
		NBP[11]_121	0.0000
		NBP[11]_134	0.0000
		NBP[11]_150	0.0000
		NBP[11]_164	0.0000
		NBP[11]_178	0.0000
		NBP[11]_192	0.0000
		NBP[11]_208	0.0000

Stream: 22

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	17.5300 Kg/cm2		

Stream: 26

CONDITIONS		COMPOSITION	
LiqVol_Flow	23.5000 M3/h		

Stream: 28

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	15.5100 Kg/cm2		

Stream: 31

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	15.6200 Kg/cm2		

Stream: 104

CONDITIONS		COMPOSITION	
Vapour_Frac	1.0000		

Stream: 39

CONDITIONS

Pressure 11.9600 Kg/cm2

COMPOSITION

Stream: 45

CONDITIONS

Temperature 245.1671 C  
Pressure 11.4300 Kg/cm2  
Flow 562.0164 Kgmole/h

COMPOSITION

Nitrogen	0.0000
CO2	0.0000
H2O	0.0000
EGlycol	0.0000
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0003
n-Pentane	0.0005
n-Hexane	0.0279
n-Heptane	0.2577
n-Octane	0.2561
NBP[1]_63	0.0000
NBP[1]_78	0.0000
NBP[1]_93	0.0000
NBP[1]_107	0.0002
NBP[1]_121	0.0202
NBP[1]_134	0.0726
NBP[1]_150	0.0939
NBP[1]_164	0.0925
NBP[1]_178	0.0915
NBP[1]_192	0.0509
NBP[1]_208	0.0357

Stream: 90

CONDITIONS

Vapour\_Frac 0.0000  
Pressure 19.2300 Kg/cm2  
Flow 1183.0648 Kgmole/h

COMPOSITION

Nitrogen	0.0005
CO2	0.0003
H2O	0.0000
EGlycol	0.0000
Methane	0.0175
Ethane	0.0291
Propane	0.9185
i-Butane	0.0194
n-Butane	0.0048
i-Pentane	0.0085
n-Pentane	0.0014
n-Hexane	0.0000
n-Heptane	0.0000
n-Octane	0.0000
NBP[1]_63	0.0000
NBP[1]_78	0.0000
NBP[1]_93	0.0000
NBP[1]_107	0.0000
NBP[1]_121	0.0000
NBP[1]_134	0.0000
NBP[1]_150	0.0000

NEPL11\_164 0.0000  
NBPL11\_178 0.0000  
NBPL11\_192 0.0000  
NBPL11\_208 0.0000

Stream: 92  
CONDITIONS COMPOSITION  
Pressure 6.1800 Kg/cm2

Stream: 95  
CONDITIONS COMPOSITION  
Pressure 1.9800 Kg/cm2

Stream: 109  
CONDITIONS COMPOSITION  
Vapour\_Frac 0.0000

Stream: 110  
CONDITIONS COMPOSITION  
Flow 0.0000 Kgmole/h

Stream: 62  
CONDITIONS COMPOSITION  
Pressure 20.0300 Kg/cm2

Stream: 64  
CONDITIONS COMPOSITION  
Pressure 12.9300 Kg/cm2

Stream: 64A  
CONDITIONS COMPOSITION  
Temperature 71.0000 C

Energy Stream: P201  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow -1.486E+06 Kcal/h

Energy Stream: P202  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow -2.481E+06 Kcal/h

Energy Stream: P203  
CONDITIONS COMPOSITION

Energy\_Flow -4.209E+05 Kcal/h

Energy Stream: P204  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow -1.550E+05 Kcal/h

Energy Stream: P205  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow -1.829E+06 Kcal/h

Energy Stream: P209  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow -2.000E+06 Kcal/h

Energy Stream: P206  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow -1.169E+06 Kcal/h

Energy Stream: P206\*  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow 1.169E+06 Kcal/h

Stream: 68  
CONDITIONS COMPOSITION  
Temperature 32.0000 C



Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/11/27 Version C1.51 Case Name UPGPINCH.SIM  
 Time 0:19:20 Prop Pkg PR

Unit Operations

Mix	MIX1:-2	1	87		
Mix	MIX2:-7 4	89	6	5	
Mix	MIX3:-11	18	10	9	
Mix	MIX4:-23	21	22		
Mix	MIX5:-32	77	30		
Mix	MIX8:-76	75	74		
Mix	MIX9:-85	84	83	82	
Tee	DIV1: 86	-88	-87*		
Tee	DIV2: 25	-27	-26		
Cool	P218: 71 DP:	-72 0.0000 Kg/cm2	P218		
Cool	P220: 72 DP:	-73 0.3300 Kg/cm2	P220		
Cool	P220*: 81 DP:	-82 0.0100 Kg/cm2	-P220		
Sep3	SEP1: 3	-5	-4	-6	
Sepa	SEP2: 12	-20	-13		
Sep3	VASQ202: 8	-10	-9	-70	
Sepa	VASQ203: 23	-25	-24		
Sepa	VASQ207: 14	-19	-15		
Sep3	VASQ210: 73	-75	-74	-78	
Recy	REC1: 87*	-87			
	Max Numb Iter:	5	Type:	Nested	
	Wegstein Cnt:	3			
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000	
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000	
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000	
Recy	REC2: 86*	-86			
	Max Numb Iter:	5	Type:	Nested	
	Wegstein Cnt:	3			
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000	
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000	
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000	

Recy            RECS: 18\*            -18  
                  Max Numb Iter:        5                            Type:        Nested  
                  Wegstein Cnt:         3  
                  VapFr Sens:        10.0000        Temp Sens:        10.0000  
                  Press Sens:        10.0000        Enth Sens:        10.0000  
                  Rel Flow Sens:      10.0000 Rel Comp Sens:    10.0000

Recy            RECS: 51\*            -51  
                  Max Numb Iter:        5                            Type:        Nested  
                  Wegstein Cnt:         3  
                  VapFr Sens:        10.0000        Temp Sens:        10.0000  
                  Press Sens:        10.0000        Enth Sens:        10.0000  
                  Rel Flow Sens:      10.0000 Rel Comp Sens:    10.0000

Adju            AJUSTE1: Adj Var: Mass\_Flow    of stream 87  
                  Dep Var: Mass\_Frac            EGlycol        in stream 6  
                  Target:            0.76  
                  Tol:                0.0005            Step:            100.0000 Kg/h  
                  Type: Secant

Adju            AJUSTE2: Adj Var: Mass\_Flow    of stream 86  
                  Dep Var: Mass\_Frac            EGlycol        in stream 70  
                  Target:            0.76  
                  Tol:                0.0005            Step:            30.0000 Kg/h  
                  Type: Secant

Adju            AJUSTE3: Adj Var: Mass\_Flow    of stream 83  
                  Dep Var: Cmp\_Mass\_Flo        EGlycol        in stream 85  
                  Target: matches stream 86  
                  Tol:                0.0005 Kg/h        Step:            0.5000 Kg/h  
                  Type: Secant

Adju            AJUSTE4: Adj Var: Mass\_Flow    of stream 84  
                  Dep Var: Cmp\_Mass\_Flo        H2O            in stream 85  
                  Target: matches stream 86  
                  Tol:                0.0005 Kg/h        Step:            0.5000 Kg/h  
                  Type: Secant

Set             SET1: Mass\_Flow        of stream 87\* =  
                  stream 87 \*        1.0000 +        0.0000 Kg/h

Valv            VALV1: 88            -89  
                  VALV2: 20            -22  
                  VALV3: 19            -21  
                  VALV4: 24            -28  
                  VALV5: 26            -31  
                  VALV6: 27            -29  
                  VALV7: 54            -55  
                  VALV10: 57           -58  
                  VALV13: 70           -71

Valv	VALV15: 78	-79		
Pump	B201: 51	-52	B201	
	Efficiency:	75.00%		
Pump	B207: 85	-86*	B207	
	Efficiency:	75.00%		
Pump	B211: 56	-57	B211	
	Efficiency:	75.00%		
Pump	ELEVA1: 17	-18*	ELEVA1	
	Efficiency:	75.00%		
Colu	TORRE201: 59	13	-14	-17
Colu	TORRE206: 79	-80	-81	-P218
	P219			
Tee	DIV4: 53	-56	-54	
Colu	TORRE202: 55	28	31	32
	-33	-37	P207	
Sepa	VASO208: 33	-36	-34	
Valv	VALV8: 36	-38		
Valv	VALV9: 37	-39		
Mix	MIX6:-40	39	38	
Colu	TORRE203: 41	-60	-44	-61
	-42	-P210	FORNO*	
Pump	ELEVA2: 42	-43	ELEVA2	
	Efficiency:	75.00%		
Mix	MIX7:-45*	44	43	
Recy	REC4: 45*	-45		
	Max Numb Iter:	10	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	5.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
Cool	PTUBO: 46	-47	-PTUBO	
	DP:	0.0000 Kg/cm2		
Cool	P207: 47	-48	-P207	
	DP:	0.7000 Kg/cm2		
Tee	DIV3: 49	-51*	-50	
Set	SET2: Mass_Flow	of stream 51* =		
	stream 51 *	1.0000 +	0.0000 Kg/h	



DP1: 0.0540 Kg/cm2 DP2: 0.7000 Kg/cm2  
 UA Clc: 58212.30 KJ/C-h Shell Passes: 0  
 UA Spc: --- KJ/C-h Type: Simple

Valv	VALV16: 91	-92		
Sepa	VASD302: 92	-94	-93	
Valv	VALV17: 94	-95		
Sepa	VASD303: 95	-97	-96	
Tee	DIV5: 97	-101	-100	-99
	-98			
Mix	MIX10:-105	104	103	102
	96			
Comp	COMP1: 105	-106	COMP1	
	Type: Adiabatic			
	Adiabatic Eff: 75.00%		Polytropic Eff: 76.75%	
Mix	MIX11:-107	93	106	
Comp	COMP2: 107	-108	COMP2	
	Type: Adiabatic			
	Adiabatic Eff: 75.00%		Polytropic Eff: 77.01%	
Cool	P301: 108	-109	-P301	
	DP: 0.5000 Kg/cm2			
Sepa	VASD301: 109	-90	-110	
Adju	AJUSTE5: Adj Var: Flow		of stream 90	
	Dep Var: Flow		of stream 101	
	Target: 0.00 Kgmole/h			
	Tol: 0.0001 Kgmole/h	Step: 100.0000 Kgmole/h		
	Type: Secant			
Pump	B203: 61	-62	B203	
	Efficiency: 75.00%			
Valv	VALV11: 62	-63		
Heat	P206: 48	-49	63	-64
	DP1: 1.2000 Kg/cm2		DP2: 0.5000 Kg/cm2	
	UA Clc: 400256.91 KJ/C-h		Shell Passes: 0	
	UA Spc: --- KJ/C-h		Type: Simple	
Set	SET4: Temperature of stream 47 =			
	stream 46 * 1.0000 - 4.0000 C			
LNGX	REFGAS: 15	-16	-P201	DP1: 1.6000
	98	-102	-P202	DP2: 0.0000
	99	-103	-P203	DP3: 0.0000
	2	-3	P201	DP4: 0.5000
	7	-8	P202	DP5: 1.3300
	11	-12	P203	DP6: 0.0500

29	-30	-P205	DP2:	1.4000	
	40	-41	-P209	DP3:	0.7000
	58	-59	P204	DP4:	1.0000
	52	-53	P205	DP5:	0.7000
	45	-46	P209	DP6:	1.7000
	48	-49	P206	DP7:	1.2000
	63	-64	P206*	DP8:	0.5000

Set SET3: Temperature of stream 35 =  
stream 90 \* 1.0000 - 1.5000 C

Heat P211: 64 -64A 66 -67  
DP1: 0.2000 Kg/cm2 DP2: 0.0600 Kg/cm2  
UA Clc: 25297.74 KJ/C-h Shell Passes: 0  
UA Spc: --- KJ/C-h Type: Simple

Cool P212: 67 -68 -P212  
DP: 0.3000 Kg/cm2

Colu TORRE204: 64A -65 -66 -6LP  
-P214 P213

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/11/27 Version C1.51 Case Name UPGPINCH.SIM  
Time 0:19:20 Prop Pkg PR Column Name TORRE201

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 30  
Stage 1 Pressure 31.600 Kg/cm2  
Stage 30 Pressure 32.200 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate -2.000 C  
Stage 30 Temperature Estimate -15.000 C  
Feed stream 59 enters on stage 1  
Feed stream 13 enters on stage 30  
Overhead Vapour Estimated Flow 3900.0000 Kgmole/h  
Overhead vapour product goes to stream 14  
Bottom liquid product goes to stream 17  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/11/27 Version C1.51 Case Name UPGPINCH.SIM  
Time 0:19:20 Prop Pkg PR Column Name TORRE201

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

```
ZDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD?
3 Stage 3 Efficiency 3
CDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD4
3 1 3 0.380000 3
3 2 3 0.380000 3
3 3 3 0.381000 3
3 4 3 0.382000 3
3 5 3 0.383000 3
3 6 3 0.384000 3
3 7 3 0.384000 3
3 8 3 0.385000 3
3 9 3 0.386000 3
3 10 3 0.387000 3
3 11 3 0.388000 3
3 12 3 0.388000 3
3 13 3 0.389000 3
3 14 3 0.390000 3
3 15 3 0.390000 3
3 16 3 0.391000 3
3 17 3 0.392000 3
3 18 3 0.393000 3
3 19 3 0.394000 3
3 20 3 0.396000 3
3 21 3 0.397000 3
3 22 3 0.398000 3
3 23 3 0.399000 3
3 24 3 0.400000 3
3 25 3 0.402000 3
3 26 3 0.403000 3
3 27 3 0.405000 3
3 28 3 0.408000 3
3 29 3 0.412000 3
3 30 3 0.420000 3
@DDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDY
```

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/11/27 Version C1.51 Case Name UP6PINCH.SIM  
Time 0:19:20 Prop Pkg PR Column Name TORRE202

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 49  
Stage 1 Pressure 15.430 Kg/cm2  
Stage 49 Pressure 15.930 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 6.000 C  
Stage 49 Temperature Estimate 117.000 C  
Feed stream 55 enters on stage 1  
Feed stream 28 enters on stage 12  
Feed stream 31 enters on stage 25  
Feed stream 32 enters on stage 31  
Overhead Vapour Estimated Flow 365.0000 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 49 is energy stream P207  
Overhead vapour product goes to stream 33  
Bottom liquid product goes to stream 37  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Temperature on stage 49 is to be 120.500 C

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

```
ZDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD?
3 Stage 3 Efficiency 3
CDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD4
```

3	1	3	0.292000	3
3	2	3	0.315000	3
3	3	3	0.320000	3
3	4	3	0.322000	3
3	5	3	0.322000	3
3	6	3	0.322000	3
3	7	3	0.323000	3
3	8	3	0.323000	3
3	9	3	0.324000	3
3	10	3	0.325000	3
3	11	3	0.326000	3
3	12	3	0.360000	3
3	13	3	0.580000	3
3	14	3	0.581000	3
3	15	3	0.583000	3
3	16	3	0.583000	3
3	17	3	0.583000	3
3	18	3	0.583000	3
3	19	3	0.583000	3
3	20	3	0.584000	3
3	21	3	0.584000	3
3	22	3	0.589000	3
3	23	3	0.590000	3
3	24	3	0.591000	3
3	25	3	0.479000	3
3	26	3	0.513000	3
3	27	3	0.538000	3
3	28	3	0.550000	3
3	29	3	0.561000	3
3	30	3	0.569000	3
3	31	3	0.490000	3
3	32	3	0.508000	3
3	33	3	0.513000	3
3	34	3	0.532000	3
3	35	3	0.550000	3
3	36	3	0.560000	3
3	37	3	0.568000	3
3	38	3	0.575000	3
3	39	3	0.578000	3
3	40	3	0.580000	3
3	41	3	0.585000	3
3	42	3	0.595000	3
3	43	3	0.600000	3
3	44	3	0.610000	3
3	45	3	0.623000	3
3	46	3	0.635000	3
3	47	3	0.650000	3
3	48	3	0.660000	3
3	49	3	1.000000	3

```
@DDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDY
```

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/11/27 Version C1.51 Case Name UPGPINCH.SIM  
Time 0:19:20 Prop Pkg PR Column Name TORRE203

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 27

Stage 1 Pressure 10.830 Kg/cm2

Stage 26 Pressure 11.407 Kg/cm2

Stage 27 Pressure 11.430 Kg/cm2

Stage 1 Temperature Estimate 34.000 C

Stage 27 Temperature Estimate 263.000 C

Feed stream 41 enters on stage 12

Side Liquid draw from stage 1 to stream 61

Estimated Flow 350.0000 Kgmole/h

Side Liquid draw from stage 26 to stream 42

Side Exchanger on stage 1 is energy stream P210

Side Exchanger on stage 27 is energy stream FORNO\*

Overhead vapour product goes to stream 60

Bottom liquid product goes to stream 44

Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 Kgmole/h

2: Temperature on stage 27 is to be 261.200 C

3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.9500

4: Flow of the stage 26 Side Liquid is to be 89.500 M3/h

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/11/27 Version C1.51 Case Name UPGPINCH.SIM  
Time 0:19:20 Prop Pkg PR Column Name TORRE203

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

```
ZDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD?
3 Stage 3 Efficiency 3
CDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD4
3 1 3 1.000000 3
3 2 3 0.855000 3
3 3 3 0.818000 3
3 4 3 0.819000 3
3 5 3 0.822000 3
3 6 3 0.822000 3
3 7 3 0.821000 3
3 8 3 0.821000 3
3 9 3 0.821000 3
3 10 3 0.820000 3
3 11 3 0.793000 3
3 12 3 0.614000 3
3 13 3 0.653000 3
3 14 3 0.690000 3
3 15 3 0.726000 3
3 16 3 0.754000 3
3 17 3 0.777000 3
3 18 3 0.792000 3
3 19 3 0.803000 3
3 20 3 0.811000 3
3 21 3 0.818000 3
3 22 3 0.823000 3
3 23 3 0.827000 3
3 24 3 0.830000 3
3 25 3 0.834000 3
3 26 3 0.838000 3
3 27 3 1.000000 3
@DDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDY
```



Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/11/27 Version C1.51 Case Name UPGPINCH.SIM  
Time 0:19:20 Prop Pkg PR Column Name TORRE204

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 32  
Stage 1 Pressure 12.730 Kg/cm2  
Stage 32 Pressure 13.330 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 32.000 C  
Stage 32 Temperature Estimate 131.000 C  
Feed stream 64A enters on stage 12  
Side Liquid draw from stage 1 to stream GLP  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream P214  
Side Exchanger on stage 32 is energy stream P213  
Overhead vapour product goes to stream 65  
Bottom liquid product goes to stream 66  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 Kgmole/h  
2: Flow of the stage 1 Side Liquid is to be 282.500 Kgmole/h  
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.9500

Temperature -21.7500 C

Stream: 12

CONDITIONS  
Temperature -22.5000 C

COMPOSITION

Stream: 18

CONDITIONS  
Temperature -20.0282 C  
Pressure 32.2500 Kg/cm2  
Flow 689.1872 Kgmole/h

COMPOSITION

H2O	0.0000
EGlycol	0.0000
Methane	0.1883
Ethane	0.1289
Propane	0.1122
i-Butane	0.0135
n-Butane	0.0152
i-Pentane	0.0294
n-Pentane	0.0335
n-Hexane	0.0775
22-Mbutane	0.0017
23-Mbutane	0.0335
3-Mpentane	0.0196
1Mcycpentene	0.0316
n-Heptane	0.0573
1-ci3-MCC5	0.0450
1-tr3-MCC5	0.0449
2-Mhexane	0.0360
Mcylohexane	0.0453
n-Octane	0.0029
233-Mpentane	0.0057
234-Mpentane	0.0058
2-Mheptane	0.0108
3-Mheptane	0.0258
234-Mhexane	0.0013
235-Mhexane	0.0019
24-Mhexane	0.0011
34-Mhexane	0.0012
Ecylopentan	0.0084
3-Moctane	0.0012
2-Moctane	0.0014
n-Nonane	0.0046
CO2	0.0138
Nitrogen	0.0006

Stream: 18\*

CONDITIONS  
Pressure 32.2500 Kg/cm2

COMPOSITION

Stream: 22  
 CONDITIONS  
 Pressure 17.5300 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 26  
 CONDITIONS  
 LiqVol\_Flow 25.0000 M3/h  
 COMPOSITION

Stream: 28  
 CONDITIONS  
 Pressure 15.5100 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 29  
 CONDITIONS  
 Pressure 17.0800 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 31  
 CONDITIONS  
 Pressure 15.6200 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 39  
 CONDITIONS  
 Pressure 11.9600 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 46  
 CONDITIONS  
 Temperature 90.0809 C  
 Pressure 10.7069 Kg/cm2  
 Flow 468.8896 Kgmole/h  
 COMPOSITION  
 H2O 0.0000  
 EGlycol 0.0000  
 Methane 0.0000  
 Ethane 0.0000  
 Propane 0.0000  
 i-Butane 0.0028  
 n-Butane 0.0147  
 i-Pentane 0.0571  
 n-Pentane 0.0645  
 n-Hexane 0.1438  
 22-Mbutane 0.0033  
 23-Mbutane 0.0629

3-Mpentane	0.0366	
1Mcympentane	0.0591	
n-Heptane	0.1059	
1-ci3-MCC5	0.0833	
1-tr3-MCC5	0.0830	
2-Mhexane	0.0666	
Mcylohexane	0.0837	
n-Octane	0.0054	
233-Mpentane	0.0105	
234-Mpentane	0.0106	
2-Mheptane	0.0199	
3-Mheptane	0.0475	
234-Mhexane	0.0024	
235-Mhexane	0.0035	
24-Mhexane	0.0020	
34-Mhexane	0.0021	
Ecylopentan	0.0154	
3-Nonane	0.0022	
2-Nonane	0.0026	
n-Nonane	0.0085	
CO2	0.0000	
Nitrogen	0.0000	

Stream: 47

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	24.0300 Kg/cm2	

Stream: 48

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	-20.0000 C	

Stream: 49\*

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	-20.0000 C	

Stream: 51

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	15.4300 Kg/cm2	

Stream: 52

CONDITIONS		COMPOSITION
Mass_Flow	35000.0000 Kg/h	

Stream: 53  
CONDITIONS  
Pressure 40.0300 Kg/cm2  
COMPOSITION

Stream: 54  
CONDITIONS  
Pressure 32.6000 Kg/cm2  
COMPOSITION

Stream: 55  
CONDITIONS  
Temperature -24.0000 C  
COMPOSITION

Stream: 57  
CONDITIONS  
Vapour\_Frac 0.0000  
COMPOSITION

Stream: 60  
CONDITIONS  
Temperature 23.0000 C  
COMPOSITION

Stream: 62  
CONDITIONS  
Pressure 20.0300 Kg/cm2  
COMPOSITION

Stream: 63  
CONDITIONS  
Pressure 13.1300 Kg/cm2  
COMPOSITION

Stream: 86  
CONDITIONS  
Temperature 42.0681 C  
Pressure 34.0800 Kg/cm2  
Mass\_Flow 1884.0807 Kg/h  
COMPOSITION  
H2O 0.4137  
EGlycol 0.5863  
Methane 0.0000  
Ethane 0.0000  
Propane 0.0000  
i-Butane 0.0000

n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mcympentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-ci3-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000
Mcyclohexane	0.0000
n-Octane	0.0000
233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000
234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Ecyclopentan	0.0000
3-Nonane	0.0000
2-Nonane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000

Stream: 87

CONDITIONS

Temperature	42.0681 C
Pressure	34.0800 Kg/cm2
Flow	35.9288 Kgmole/h

COMPOSITION

H2O	0.4137
EGlycol	0.5863
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mcympentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-ci3-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000
Mcyclohexane	0.0000
n-Octane	0.0000

233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000
234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Ecyclopentan	0.0000
3-Modane	0.0000
2-Modane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000

Stream: 87\*

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	34.0800 Kg/cm2	

Stream: 90

CONDITIONS		COMPOSITION	
Vapour_Frac	0.0000	H2O	0.0000
Pressure	19.2300 Kg/cm2	EGlycol	0.0000
Flow	1143.1045 Kgmole/h	Methane	0.0175
		Ethane	0.0291
		Propane	0.9185
		i-Butane	0.0194
		n-Butane	0.0048
		i-Pentane	0.0085
		n-Pentane	0.0014
		n-Hexane	0.0000
		22-Mbutane	0.0000
		23-Mbutane	0.0000
		3-Mpentane	0.0000
		1Mcympentane	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		1-ci3-MCC5	0.0000
		1-tr3-MCC5	0.0000
		2-Mhexane	0.0000
		Mcylohexane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		233-Mpentane	0.0000
		234-Mpentane	0.0000
		2-Mheptane	0.0000
		3-Mheptane	0.0000
		234-Mhexane	0.0000
		235-Mhexane	0.0000
		24-Mhexane	0.0000
		34-Mhexane	0.0000

Ecyclopentan	0.0000
3-Nonane	0.0000
2-Nonane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0003
Nitrogen	0.0005

Stream: 92

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	6.1800 Kg/cm2	

Stream: 95

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	1.9800 Kg/cm2	

Stream: 102

CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	1.0000	

Stream: 103

CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	1.0000	

Stream: 104

CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	1.0000	

Stream: 109

CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	0.0000	

Stream: 110

CONDITIONS		COMPOSITION
Flow	0.0000 Kgmole/h	



Energy Stream: P201

CONDITIONS

COMPOSITION

Energy\_Flow

1.485E+06 Kcal/h

Energy Stream: P207

CONDITIONS

COMPOSITION

Energy\_Flow

2.499E+06 Kcal/h

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
 Date 94/12/10 Version C1.51 Case Name UPGPMMD1.SIM  
 Time 22:34:38 Prop Pkg PR

Unit Operations

Adju	AJUSTE1:	Adj Var: Mass_Flow	of stream 87	
		Dep Var: Mass_Frac	EGlycol	in stream 6
		Target: 0.76		
		Tol: 0.0005	Step: 100.0000	Kg/h
		Type: Secant		
Adju	AJUSTE2:	Adj Var: Mass_Flow	of stream 86	
		Dep Var: Mass_Frac	EGlycol	in stream 70
		Target: 0.76		
		Tol: 0.0005	Step: 100.0000	Kg/h
		Type: Secant		
Adju	AJUSTE3:	Adj Var: Flow	of stream 90	
		Dep Var: Flow	of stream 101	
		Target: 0.00	Kgmole/h	
		Tol: 0.0001	Kgmole/h	Step: 100.0000
		Type: Secant		
Pump	B201:	46	-47	B201
		Efficiency:	65.00%	
Pump	B203:	61	-62	B203
		Efficiency:	60.00%	
Pump	B203*:	57	-58	B203*
		Efficiency:	65.00%	
Pump	B211:	52	-53	B211
		Efficiency:	52.00%	
Comp	COMP1:	105	-106	COMP1
		Type: Adiabatic		
		Adiabatic Eff:	75.00%	Polytropic Eff: 76.75%
Comp	COMP2:	107	-108	COMP2
		Type: Adiabatic		
		Adiabatic Eff:	75.00%	Polytropic Eff: 77.01%
Tee	DIV1:	86	-87*	-88
Tee	DIV2:	25	-27	-26
Tee	DIV3:	44	-46*	-45
Tee	DIV4:	49	-52	-50

Tee	DIV5: 97	-98	-99	-100
		-101		
Tee	DIV6: 15*		-59	-15
Tee	DIV7: 47		-48*	-47*
Tee	DIV8: 29		-30	-29*
Pump	ELEVA1: 17		-18*	ELEVA1
	Efficiency:		100.00%	
Mix	MIX1:-2		87	1
Mix	MIX10:-105		96	102
	104			103
Mix	MIX11:-107		106	93
Mix	MIX12:-64		63	58
Mix	MIX13:-49		49*	48
Mix	MIX14:-32		32*	30*
Mix	MIX2:-7		4	5
	89			6
Mix	MIX3:-11		9	10
				18
Mix	MIX4:-23		22	21
Mix	MIX6:-40		39	38
Mix	MIX7:-43		42	41
Mix	MIX8:-16*		60*	16
Mix	MIX9:-64		63	58
Cool	P207: 43		-44	-P207
	DP:		0.7000 Kg/cm2	
Heat	P208: 34		-35	90
	DP1:		0.0540 Kg/cm2	DP2: -91
	UA Clc:		58804.16 KJ/C-h	Shell Passes: 0
	UA Spc:		--- KJ/C-h	Type: Simple
Heat	P210*: 59		-60	56
	DP1:		1.0000 Kg/cm2	DP2: -57
	UA Clc:		27329.82 KJ/C-h	Shell Passes: 0
	UA Spc:		--- KJ/C-h	Type: Simple

Cool	P301: 10B	-109	-P301		
	DP:	0.5000	Kg/cm2		
Recy	REC1: 87*	-87			
	Max Numb Iter:	5	Type:	Nested	
	Wegstein Cnt:	3			
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000	
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000	
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000	
Recy	REC2: 18*	-18			
	Max Numb Iter:	5	Type:	Nested	
	Wegstein Cnt:	3			
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000	
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000	
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000	
Recy	REC3: 46*	-46			
	Max Numb Iter:	10	Type:	Nested	
	Wegstein Cnt:	3			
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000	
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000	
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000	
LNGX	REFGAS: 2	-3	-P201	DP1:	0.5000
	7	-8	-P202	DP2:	1.3300
	11	-12	-P203	DP3:	0.0500
	15	-16	P201	DP4:	1.6000
	98	-102	P202	DP5:	0.0000
	99	-103	P203	DP6:	0.0000
LNGX	REFOLEO: 54	-55	-P204	DP1:	1.0000
	47*	-48	-P205	DP2:	0.7000
	48*	-49*	-P209	DP3:	0.7000
	100	-104	P204	DP4:	0.0000
	29*	-30*	P205	DP5:	1.4000
	30	-32*	P209	DP6:	1.4000
Sep3	SEP1: 3	-5	-4	-6	
Sepa	SEP2: 12	-20	-13		
Set	SET1: Mass_Flow	of stream 87* =			
	stream 87 *	1.0000 +	0.0000	Kg/h	
Set	SET2: Mass_Flow	of stream 46* =			
	stream 46 *	1.0000 +	0.0000	Kg/h	
Set	SET3: Temperature	of stream 35 =			
	stream 90 *	1.0000 -	1.5000	C	

Set	SET4: Flow	of stream 29* =	stream 29 *	0.5000 +	0.0000 Kgmole/h
Set	SET5: Flow	of stream 47* =	stream 47 *	0.5000 +	0.0000 Kgmole/h
Colu	TORRE201: 55	13	-14	-17	
Colu	TORRE202: 51 -33	31 -37	32 P207	28	
Colu	TORRE203: 40 -41	-56 -P210	-42 FORNO*	-61	
Sep3	VA202: 8	-10	-9	-70	
Valv	VALV1: 88	-89			
Valv	VALV10: 53	-54			
Valv	VALV11: 62	-63			
Valv	VALV12: 60	-60*			
Valv	VALV16: 91	-92			
Valv	VALV17: 94	-95			
Valv	VALV2: 20	-22			
Valv	VALV3: 19	-21			
Valv	VALV4: 24	-28			
Valv	VALV5: 26	-31			
Valv	VALV6: 27	-29			
Valv	VALV7: 50	-51			
Valv	VALV8: 36	-38			
Valv	VALV9: 37	-39			
Sepa	VASO203: 23	-25	-24		
Sepa	VASO207: 14	-19	-15*		
Sepa	VASO208: 33	-36	-34		
Sepa	VASO301: 109	-90	-110		

Sepa VAS0302: 92 -94 -93

Sepa VAS0303: 95 -97 -96

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/12/10 Version C1.51 Case Name UPGPMM1.SIM  
Time 22:34:38 Prop Pkg PR Column Name TORRE201

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 30  
Stage 1 Pressure 31.600 Kg/cm2  
Stage 30 Pressure 32.200 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate -10.000 C  
Stage 30 Temperature Estimate -20.000 C  
Feed stream 55 enters on stage 1  
Feed stream 13 enters on stage 30  
Overhead Vapour Estimated Flow 4000.0000 Kgmole/h  
Overhead vapour product goes to stream 14  
Bottom liquid product goes to stream 17  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

```
ZDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD?
3 Stage 3 Efficiency 3
CDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD4
3 1 3 0.415000 3
3 2 3 0.430000 3
3 3 3 0.440000 3
3 4 3 0.448000 3
3 5 3 0.449000 3
3 6 3 0.450000 3
3 7 3 0.450000 3
3 8 3 0.450000 3
3 9 3 0.451000 3
3 10 3 0.452000 3
3 11 3 0.453000 3
3 12 3 0.455000 3
3 13 3 0.456000 3
3 14 3 0.457000 3
3 15 3 0.459000 3
3 16 3 0.460000 3
3 17 3 0.460000 3
3 18 3 0.461000 3
3 19 3 0.461000 3
3 20 3 0.462000 3
3 21 3 0.462000 3
3 22 3 0.463000 3
3 23 3 0.463000 3
3 24 3 0.463000 3
3 25 3 0.465000 3
3 26 3 0.469000 3
3 27 3 0.470000 3
3 28 3 0.471000 3
3 29 3 0.475000 3
3 30 3 0.480000 3
@DDDDDDDDDDDDDDDDDDDDY
```



Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/12/10 Version C1.51 Case Name UP6PMM1.SIM  
Time 22:34:38 Prop Pkg PR Column Name TORRE202

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 49  
Stage 1 Pressure 13.980 Kg/cm2  
Stage 49 Pressure 15.930 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 6.000 C  
Stage 49 Temperature Estimate 117.000 C  
Feed stream 51 enters on stage 1  
Feed stream 31 enters on stage 25  
Feed stream 32 enters on stage 31  
Feed stream 28 enters on stage 12  
Overhead Vapour Estimated Flow 368.0000 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 49 is energy stream P207  
Overhead vapour product goes to stream 33  
Bottom liquid product goes to stream 37  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Heat Exchanger Duty on stage 49 is to be 2.5000E+06 Kcal/h

\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*

```

ZDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD?
3 Stage 3 Efficiency 3
CDDDDDDDEDDDDDDDDDDDD4
3 1 3 0.338000 3
3 2 3 0.360000 3
3 3 3 0.368000 3
3 4 3 0.370000 3
3 5 3 0.371000 3
3 6 3 0.372000 3
3 7 3 0.373000 3
3 8 3 0.373000 3
3 9 3 0.374000 3
3 10 3 0.375000 3
3 11 3 0.378000 3
3 12 3 0.400000 3
3 13 3 0.636000 3
3 14 3 0.638000 3
3 15 3 0.641000 3
3 16 3 0.642000 3
3 17 3 0.643000 3
3 18 3 0.643000 3
3 19 3 0.644000 3
3 20 3 0.644000 3
3 21 3 0.645000 3
3 22 3 0.646000 3
3 23 3 0.647000 3
3 24 3 0.651000 3
3 25 3 0.543000 3
3 26 3 0.587000 3
3 27 3 0.613000 3
3 28 3 0.629000 3
3 29 3 0.639000 3
3 30 3 0.643000 3
3 31 3 0.609000 3
3 32 3 0.622000 3
3 33 3 0.618000 3
3 34 3 0.620000 3
3 35 3 0.623000 3
3 36 3 0.626000 3
3 37 3 0.629000 3
3 38 3 0.632000 3
3 39 3 0.634000 3
3 40 3 0.637000 3
3 41 3 0.640000 3
3 42 3 0.643000 3
3 43 3 0.647000 3
3 44 3 0.653000 3
3 45 3 0.662000 3
3 46 3 0.670000 3
3 47 3 0.689000 3
3 48 3 0.698000 3
3 49 3 1.000000 3
@DDDDDDDDDDDDDDDDDDDDY
    
```

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/12/10 Version C1.51 Case Name UPGPMD1.SIM  
Time 22:34:38 Prop Pkg PR Column Name TORRE203

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 27  
Stage 1 Pressure 10.830 Kg/cm2  
Stage 27 Pressure 11.430 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 34.000 C  
Stage 27 Temperature Estimate 177.000 C  
Feed stream 40 enters on stage 12  
Overhead Vapour Estimated Flow 10.0000 Kgmole/h  
Side Liquid draw from stage 1 to stream 61  
Estimated Flow 350.0000 Kgmole/h  
Side Liquid draw from stage 26 to stream 41  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream P210  
Side Exchanger on stage 27 is energy stream FORND#  
Overhead vapour product goes to stream 56  
Bottom liquid product goes to stream 42  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Temperature on stage 1 is to be 33.000 C  
2: Temperature on stage 27 is to be 190.000 C  
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.5000  
4: Flow of the stage 26 Side Liquid is to be 50.000 M3/h

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

ZDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD?

3 Stage 3 Efficiency 3

0DDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD4

3 1 3 1.000000 3

3 2 3 0.779000 3

3 3 3 0.786000 3

3 4 3 0.791000 3

3 5 3 0.793000 3

3 6 3 0.796000 3

3 7 3 0.796000 3

3 8 3 0.798000 3

3 9 3 0.800000 3

3 10 3 0.801000 3

3 11 3 0.803000 3

3 12 3 0.591000 3

3 13 3 0.605000 3

3 14 3 0.620000 3

3 15 3 0.636000 3

3 16 3 0.652000 3

3 17 3 0.665000 3

3 18 3 0.678000 3

3 19 3 0.689000 3

3 20 3 0.701000 3

3 21 3 0.711000 3

3 22 3 0.722000 3

3 23 3 0.733000 3

3 24 3 0.743000 3

3 25 3 0.753000 3

3 26 3 0.762000 3

3 27 3 1.000000 3

0DDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDY

PROCESS FLOWSHEET SPECIFICATIONS

Default units: SI  
 Equilibrium Package: PR  
 Enthalpy Package: PR

Stream: 45

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	90.1039 C	H2O	0.0000
Mass_Flow	461.4803 Kg/h	EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0028
		n-Butane	0.0147
		i-Pentane	0.0570
		n-Pentane	0.0645
		n-Hexane	0.1437
		22-Mbutane	0.0033
		23-Mbutane	0.0629
		3-Mpentane	0.0366
		1Mycycpentene	0.0591
		n-Heptane	0.1059
		1-ci3-MCC5	0.0833
		1-tr3-MCC5	0.0830
		2-Mhexane	0.0666
		Mcyclohexane	0.0837
		n-Octane	0.0054
		233-Mpentane	0.0105
		234-Mpentane	0.0106
		2-Mheptane	0.0199
		3-Mheptane	0.0475
		234-Mhexane	0.0024
		235-Mhexane	0.0035
		24-Mhexane	0.0020
		34-Mhexane	0.0021
		Ecyclopentan	0.0154
		3-Moctane	0.0022
		2-Moctane	0.0026
		n-Nonane	0.0085
		CO2	0.0000
		Nitrogen	0.0000

Stream: 64

CONDITIONS	COMPOSITION
------------	-------------

Temperature 31.3227 C H2O 0.0000  
 Pressure 13.1300 Kg/cm2  
 Mass\_Flow 16495.9902 Kg/h

EGlycol	0.0000
Methane	0.0001
Ethane	0.1161
Propane	0.4824
i-Butane	0.1339
n-Butane	0.1576
i-Pentane	0.0464
n-Pentane	0.0360
n-Hexane	0.0098
22-Mbutane	0.0008
23-Mbutane	0.0102
3-Mpentane	0.0041
1Mcympentene	0.0017
n-Heptane	0.0001
1-ci3-MCC5	0.0003
1-tr3-MCC5	0.0002
2-Mhexane	0.0002
Mcyclohexane	0.0001
n-Octane	0.0000
233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000
234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Ecyclopentan	0.0000
3-Nonane	0.0000
2-Nonane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000

Stream: 65

CONDITIONS  
 Temperature 42.2000 C

COMPOSITION

Stream: 70

CONDITIONS  
 Temperature -24.0000 C  
 Pressure 32.2500 Kg/cm2  
 Mass\_Flow 2057.3628 Kg/h

H2O	0.5091
EGlycol	0.4839
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000

n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mycypentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-ci3-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000
Mycyclohexane	0.0000
n-Octane	0.0000
233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000
234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Ecyclopentan	0.0000
3-Moctane	0.0000
2-Moctane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0070
Nitrogen	0.0000

Stream: 71

CONDITIONS

Pressure 19.5300 Kg/cm2

COMPOSITION

Stream: 79

CONDITIONS

Pressure 1.0380 Kg/cm2

COMPOSITION

Stream: 83

CONDITIONS

Temperature 28.0000 C

COMPOSITION

H2O	0.0000
EGlycol	1.0000
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000

22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mcympentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-ci3-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000
Mcyclohexane	0.0000
n-Octane	0.0000
233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000
234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Ecyclopentan	0.0000
3-Moctane	0.0000
2-Moctane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000

Stream: B4

CONDITIONS  
Temperature

28.0000 C

COMPOSITION

H2O	1.0000
EBlycol	0.0000
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mcympentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-ci3-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000
Mcyclohexane	0.0000
n-Octane	0.0000
233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000



234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Eyclopentan	0.0000
3-Nonane	0.0000
2-Nonane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000

Stream: 85

CONDITIONS

Pressure 1.0330 Kg/cm2  
 Flow 42.8608 Kgmole/h

COMPOSITION

H2O	0.4137
EGlycol	0.5863
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mcympentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-ci3-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000
Myclohexane	0.0000
n-Octane	0.0000
233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000
234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Eyclopentan	0.0000
3-Nonane	0.0000
2-Nonane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000

Stream: 86

CONDITIONS

COMPOSITION

Pressure 34.0800 Kg/cm2

Energy Stream: P212  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow --- Kcal/h

Energy Stream: P218  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow 4.660E+04 Kcal/h

Energy Stream: P220  
CONDITIONS COMPOSITION  
Energy\_Flow 1.160E+05 Kcal/h

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/12/11 Version C1.51 Case Name UP6PMM1A.SIM  
 Time 20:42:29 Prop Pkg PR Column Name TORRE206

Unit Operations

Pump	B207: 85	-86	B207		
	Efficiency:	75.00%			
Mix	MIX15:-76	75	74		
Mix	MIX16:-85	84	83	82	
Mix	MIX17:-C5+	67	45		
Heat	P211: 64	-65	66	-67	
	DP1:	0.2000 Kg/cm2	DP2:	0.0600 Kg/cm2	
	UA Clc:	25212.28 KJ/C-h	Shell Passes:	0	
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple	
Cool	P218: 71	-72	P218		
	DP:	0.0000 Kg/cm2			
LNGX	REFGLICD: 81	-82	-P220	DP1:	0.0100
	72	-73	P220	DP2:	0.3300
Colu	TORRE204: 65	-68	-66	-GLP	
	-P214	P213			
Colu	TORRE206: 79	-80	-81	-P218	
	P219				
Valv	VALV13: 70	-71			
Valv	VALV14: 76	-77			
Valv	VALV15: 78	-79			
Sep3	VASO210: 73	-75	-74	-78	

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/12/11 Version C1.51 Case Name UP6PMM1A.SIM  
Time 20:42:29 Prop Pkg PR Column Name TORREZ04

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 32  
Stage 1 Pressure 12.730 Kg/cm2  
Stage 32 Pressure 13.330 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 32.000 C  
Stage 32 Temperature Estimate 131.000 C  
Feed stream 65 enters on stage 12  
Side Liquid draw from stage 1 to stream GLP  
Estimated Flow 282.5000 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream P214  
Side Exchanger on stage 32 is energy stream P213  
Overhead vapour product goes to stream 68  
Bottom liquid product goes to stream 66  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 Kgmole/h  
2: TBP 95.0 LiqVol % Cut of the stage 1 Liquid is to be 0.3000 C  
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 0.7100

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

```
ZDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD?
3 Stage 3 Efficiency 3
CDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD4
3 1 3 1.000000 3
3 2 3 0.905000 3
3 3 3 0.908000 3
3 4 3 0.907000 3
3 5 3 0.907000 3
3 6 3 0.907000 3
3 7 3 0.907000 3
3 8 3 0.906000 3
3 9 3 0.907000 3
3 10 3 0.905000 3
3 11 3 0.908000 3
3 12 3 0.796000 3
3 13 3 0.810000 3
3 14 3 0.822000 3
3 15 3 0.830000 3
3 16 3 0.838000 3
3 17 3 0.840000 3
3 18 3 0.845000 3
3 19 3 0.847000 3
3 20 3 0.849000 3
3 21 3 0.850000 3
3 22 3 0.851000 3
3 23 3 0.852000 3
3 24 3 0.855000 3
3 25 3 0.859000 3
3 26 3 0.861000 3
3 27 3 0.863000 3
3 28 3 0.865000 3
3 29 3 0.868000 3
3 30 3 0.872000 3
3 31 3 0.875000 3
3 32 3 1.000000 3
@DDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDY
```

Hyprotech's Process Simulator MYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/12/11 Version C1.51 Case Name UPGPMM1A.SIM  
Time 20:42:29 Prop Pkg PR Column Name TORRE206

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Ideal Stages 3  
Stage 1 Pressure 1.033 Kg/cm2  
Stage 3 Pressure 1.043 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 100.000 C  
Stage 3 Temperature Estimate 127.000 C  
Feed stream 79 enters on stage 2  
Overhead Vapour Estimated Flow 9.0000 Kgmole/h  
Estimated top stage reflux ratio is 0.4300  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream P218  
Side Exchanger on stage 3 is energy stream P219  
Overhead vapour product goes to stream 80  
Bottom liquid product goes to stream 81

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Heat Exchanger Duty on stage 1 is to be -4.6600E+04 Kcal/h  
2: Mass Ratio of EGlycol  
divided by H2O  
in the stage 3 Liquid is to be 4.882

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/12/11 Version C1.51 Case Name UPGPM1A.SIM  
Time 20:42:29 Prop Pkg PR Column Name TORRE206

\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*

```
ZDDDDDDDBDDDDDDDDDDDD?
3 Stage 3 Efficiency 3
CDDDDDDDEDDDDDDDDDDDD4
3 1 3 1.000000 3
3 2 3 1.000000 3
3 3 3 1.000000 3
@DDDDDDDA@DDDDDDDDDDDDY
```

## APÊNDICE H

- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO DO SISTEMA DO FORNO PARA A UPGN-ATA COM ÓLEO DE PESO MOLECULAR DE 92,9 E UTILIZANDO O ÓLEO TÉRMICO DOWTHERM A



Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
 Date 94/12/17 Version C1.51 Case Name FORNOINS.SIM  
 Time 18:12:9 Prop Pkg PR

PROCESS FLOWSHEET SPECIFICATIONS

Default units: SI  
 Equilibrium Package: PR  
 Enthalpy Package: PR

Stream: ARUMIDO

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	28.0000 C	DIPHENYL	0.0000
Pressure	1.0332 Kg/cm2	DIPHENYLET	0.0000
Flow	382.2427 Kgmole/h	H2O	0.0114
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0000
		22-Mbutane	0.0000
		23-Mbutane	0.0000
		3-Mpentane	0.0000
		1Mycypentene	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		1-ci3-MCC5	0.0000
		1-tr3-MCC5	0.0000
		2-Mhexane	0.0000
		Mcyclohexane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		233-Mpentane	0.0000
		234-Mpentane	0.0000
		2-Mheptane	0.0000
		3-Mheptane	0.0000
		234-Mhexane	0.0000
		235-Mhexane	0.0000
		24-Mhexane	0.0000
		34-Mhexane	0.0000
		Eycyclohexane	0.0000
		3-Moctane	0.0000
		2-Moctane	0.0000
		n-Nonane	0.0000
		CO2	0.0000
		Nitrogen	0.7810
		Oxygen	0.2076

## Stream: ARUMID01

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	28.0082 C	DIPHENYL	0.0000
Pressure	1.0332 Kg/cm2	DIPHENYLET	0.0000
		H2O	0.0114
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0000
		22-Mbutane	0.0000
		23-Mbutane	0.0000
		3-Mpentane	0.0000
		1Mcympentene	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		1-ci3-MCC5	0.0000
		1-tr3-MCC5	0.0000
		2-Mhexane	0.0000
		Mcyclohexane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		233-Mpentane	0.0000
		234-Mpentane	0.0000
		2-Mheptane	0.0000
		3-Mheptane	0.0000
		234-Mhexane	0.0000
		235-Mhexane	0.0000
		24-Mhexane	0.0000
		34-Mhexane	0.0000
		Ecyclohexane	0.0000
		3-Moctane	0.0000
		2-Moctane	0.0000
		n-Nonane	0.0000
		CO2	0.0000
		Nitrogen	0.7810
		Oxygen	0.2076

## Stream: ATMOSF

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	28.0000 C		

## Stream: DESC1\*

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	142.0000 C		

Stream: DESC2\*

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	200.0000 C	

Stream: DESC3\*

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	139.0000 C	

Stream: DESCA

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	5.0000 Kg/cm2	

Stream: DOWTHERMA

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	250.4255 C	DIPHENYL	0.3257
Pressure	4.0000 Kg/cm2	DIPHENYLET	0.6743
Flow	1144.9490 Kgmole/h	H2O	0.0000
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0000
		i-Butane	0.0000
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0000
		22-Mbutane	0.0000
		23-Mbutane	0.0000
		3-Mpentane	0.0000
		1Mcyccpentene	0.0000
		n-Heptane	0.0000
		1-ci3-MCC5	0.0000
		1-tr3-MCC5	0.0000
		2-Mhexane	0.0000
		Mcylohexane	0.0000
		n-Octane	0.0000
		233-Mpentane	0.0000
		234-Mpentane	0.0000
		2-Mheptane	0.0000
		3-Mheptane	0.0000
		234-Mhexane	0.0000
		235-Mhexane	0.0000
		24-Mhexane	0.0000
		34-Mhexane	0.0000

Ecyclohexane	0.0000	
3-Moctane		0.0000
2-Moctane		0.0000
n-Nonane		0.0000
CO2		0.0000
Nitrogen		0.0000
Oxygen		0.0000

Stream: DOWTHERMA\*

CONDITIONS

COMPOSITION	
DIPHENYL	0.3257
DIPHENYLET	0.6743
H2O	0.0000
EGlycol	0.0000
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mycypentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-c13-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000
Mcyclohexane	0.0000
n-Octane	0.0000
233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000
234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Ecyclohexane	0.0000
3-Moctane	0.0000
2-Moctane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000
Oxygen	0.0000

Energy Stream: FORNO

CONDITIONS

COMPOSITION

Energy\_Flow 5.743E+06 Kcal/h

Energy Stream: FORNO\*

CONDITIONS	COMPOSITION
Energy_Flow 3.599E+06 Kcal/h	

Stream: GAS

CONDITIONS	COMPOSITION
Pressure 1.0332 Kg/cm2	

Stream: GASRES

CONDITIONS	COMPOSITION
Temperature 42.8069 C	DIPHENYL 0.0000
Pressure 15.3760 Kg/cm2	DIPHENYLET 0.0000
Flow 28.0630 Kgmole/h	H2O 0.0001
	EGlycol 0.0000
	Methane 0.6092
	Ethane 0.3188
	Propane 0.0223
	i-Butane 0.0002
	n-Butane 0.0000
	i-Pentane 0.0000
	n-Pentane 0.0000
	n-Hexane 0.0003
	22-Mbutane 0.0000
	23-Mbutane 0.0000
	3-Mpentane 0.0000
	1Mycycpentene 0.0000
	n-Heptane 0.0007
	1-ci3-MCC5 0.0000
	1-tr3-MCC5 0.0000
	2-Mhexane 0.0000
	Mcyclohexane 0.0000
	n-Octane 0.0002
	233-Mpentane 0.0000
	234-Mpentane 0.0000
	2-Mheptane 0.0000
	3-Mheptane 0.0000
	234-Mhexane 0.0000
	235-Mhexane 0.0000
	24-Mhexane 0.0000
	34-Mhexane 0.0000
	Ecyclohexane 0.0000
	3-Nonane 0.0000
	2-Nonane 0.0000
	n-Nonane 0.0000
	CO2 0.0460
	Nitrogen 0.0022

Oxygen 0.0000

Stream: GASRESID

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	20.0000 C	DIPHENYL	0.0000
Pressure	1.0332 Kg/cm2	DIPHENYLET	0.0000
Flow	28.0630 Kgmole/h	H2O	0.0001
		EGlycol	0.0000
		Methane	0.6092
		Ethane	0.3188
		Propane	0.0223
		i-Butane	0.0002
		n-Butane	0.0000
		i-Pentane	0.0000
		n-Pentane	0.0000
		n-Hexane	0.0003
		22-Mbutane	0.0000
		23-Mbutane	0.0000
		3-Mpentane	0.0000
		1Mcympentene	0.0000
		n-Heptane	0.0007
		1-ci3-MCC5	0.0000
		1-tr3-MCC5	0.0000
		2-Mhexane	0.0000
		Mcyclohexane	0.0000
		n-Octane	0.0002
		233-Mpentane	0.0000
		234-Mpentane	0.0000
		2-Mheptane	0.0000
		3-Mheptane	0.0000
		234-Mhexane	0.0000
		235-Mhexane	0.0000
		24-Mhexane	0.0000
		34-Mhexane	0.0000
		Ecyclohexane	0.0000
		3-Moctane	0.0000
		2-Moctane	0.0000
		n-Nonane	0.0000
		CO2	0.0460
		Nitrogen	0.0022
		Oxygen	0.0000

Stream: LIQUIDO

CONDITIONS		COMPOSITION	
Pressure	1.0332 Kg/cm2		

Energy Stream: P213

CONDITIONS		COMPOSITION	
------------	--	-------------	--

Energy\_Flow 1.965E+06 Kcal/h

Energy Stream: P219

CONDITIONS

COMPOSITION

Energy\_Flow 1.844E+05 Kcal/h

Energy Stream: QREACAO

CONDITIONS

COMPOSITION

Energy\_Flow 0.000E+00 Kcal/h

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/12/17 Version C1.51 Case Name FORNDING.SIM  
Time 18:12:9 Prop Pkg PR

Hypothetical Component Information page - 1

Component	Tc	Pc	Vc	W	Liq Dens	Mol Wt	Boil Pt
name	C	Kg/cm2	M3/kgmole		Kg/m3		C
DIPHENYL	515.853	39.263	0.43963	0.36403	997.00003	154.213	255.253
DIPHENYLET	492.853	32.033	0.51033	0.44003	1.00E+033	170.213	258.053



Date 94/12/17 Version C1.51 Case Name FORMING.SIM  
 Time 18:12:9 Prop Pkg PR

Unit Operations

Adju AJUSTE1: Adj Var: Flow of stream ARUMIDO  
 Dep Var: Cmp\_Mole\_Flo Oxygen in stream COMB  
 Target: matches stream ARUMIDO1  
 Tol: 0.0001 Kgmole/h Step: 20.0000 Kgmole/h  
 Min: 350.0000 Kgmole/h  
 Type: Secant

Adju AJUSTE2: Adj Var: Flow of stream GASRES  
 Dep Var: Energy of stream PERDAATM  
 Target: 1371425.03 Kcal/h  
 Tol: 10.0000 Kcal/h Step: 2.0000 Kgmole/h  
 Type: Secant

Pump B202: SUCCAO -DESCA B202  
 Efficiency: 40.00%

Tee DIV1: DOWTHERMA -DESC3 -DESC2 -DESC1

LNSX FORNO: COMB3 -CHAMINE -FORNO DP1: 0.0000  
 DESCA -DOWTHERMA\* FORNO DP2: 1.0000

Cool FORNO\*: DESC2 -DESC2\* -FORNO\*  
 DP: 0.7000 Kg/cm2

Valv FV13: DESC2\* -DESC2\*\*

Cool ISOLAMENTO: DOWTHERMA\* -DOWTHERMA -ISOLAMENTO  
 DP: 0.0000 Kg/cm2

Mix MIX1:--LIQUIDO DESC1\*\* DESC2\*\* DESC3\*\*

Mix MIX2:--MISTURA ARUMIDO GAS

Cool P213: DESC1 -DESC1\* -P213  
 DP: 1.0000 Kg/cm2

Cool P219: DESC3 -DESC3\* -P219  
 DP: 0.3500 Kg/cm2

Cool PAREDE: COMB -COMB3 -PAREDE  
 DP: 0.0000 Kg/cm2

Cool PERDAATM: CHAMINE -ATMOSF -PERDAATM  
 DP: 0.0000 Kg/cm2

Valv PV16: GASRES -GAS

Valv PV19: DESC3\* -DESC3\*\*

Valv PV48: DESC1\* -DESC1\*\*

Stoc REATOR: MISTURA -COMB QREACAD  
DP: 0.0000 Kg/cm2  
Reaction 1 BaseComp: Methane Conversion: 100.00%  
Reactants: -1.000 Methane + -2.000 Oxygen  
Products: 2.000 H2O + 1.000 CO2  
Reaction 2 BaseComp: Ethane Conversion: 100.00%  
Reactants: -1.000 Ethane + -3.500 Oxygen  
Products: 3.000 H2O + 2.000 CO2  
Reaction 3 BaseComp: Propane Conversion: 100.00%  
Reactants: -1.000 Propane + -5.000 Oxygen  
Products: 4.000 H2O + 3.000 CO2  
Reaction 4 BaseComp: i-Butane Conversion: 100.00%  
Reactants: -1.000 i-Butane + -6.500 Oxygen  
Products: 5.000 H2O + 4.000 CO2  
Reaction 5 BaseComp: n-Hexane Conversion: 100.00%  
Reactants: -1.000 n-Hexane + -9.500 Oxygen  
Products: 7.000 H2O + 6.000 CO2  
Reaction 6 BaseComp: n-Heptane Conversion: 100.00%  
Reactants: -1.000 n-Heptane + -11.000 Oxygen  
Products: 8.000 H2O + 7.000 CO2  
Reaction 7 BaseComp: n-Octane Conversion: 100.00%  
Reactants: -1.000 n-Octane + -12.500 Oxygen  
Products: 9.000 H2O + 8.000 CO2

Sepa SEP1: LIQUIDO -SUCCAD -VAPOR

Set SET1: Energy\_Flow of stream PAREDE =  
stream FORNO \* 0.0230 + 0.0000 Kcal/h

Set SET2: Flow of stream ARUMIDO1 =  
stream ARUMIDO \* 0.1300 + 0.0000 Kgmole/h

Set SET4: Flow of stream COMB3 =  
stream COMB \* 1.0000 + 0.0000 Kgmole/h

## APÊNDICE I

- ESTRUTURA DA SIMULAÇÃO COM "LAY-OUT" MODIFICADO PARA OPERAR COM ÓLEO DE PESO MOLECULAR DE 81,5 E A CORRELAÇÃO DE PENG-ROBINSON

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/12/17 Version C1.5i Case Name UPSPMC5.SIM  
Time 15:42:34 Prop Pkg PR Column Name TORRE203

PROCESS FLOWSHEET SPECIFICATIONS

Default units: SI  
Equilibrium Package: PR  
Enthalpy Package: PR

Stream: 1

CONDITIONS		COMPOSITION	
Temperature	35.0000 C	H2O	0.0019
Pressure	34.0800 Kg/cm2	EGlycol	0.0000
Flow	4650.0000 Kgmole/h	Methane	0.8055
		Ethane	0.0907
		Propane	0.0389
		i-Butane	0.0097
		n-Butane	0.0119
		i-Pentane	0.0042
		n-Pentane	0.0033
		n-Hexane	0.0012
		22-Mbutane	0.0001
		23-Mbutane	0.0011
		3-Mpentane	0.0005
		1Mcympentene	0.0003
		n-Heptane	0.0002
		1-c13-MCC5	0.0002
		1-tr3-MCC5	0.0002
		2-Mhexane	0.0002
		Mcylohexane	0.0002
		n-Octane	0.0000
		233-Mpentane	0.0000
		234-Mpentane	0.0000
		2-Mheptane	0.0000
		3-Mheptane	0.0001
		234-Mhexane	0.0000
		235-Mhexane	0.0000
		24-Mhexane	0.0000
		34-Mhexane	0.0000
		Ecyclopentan	0.0000
		3-Moctane	0.0000
		2-Moctane	0.0000
		n-Nonane	0.0000
		CO2	0.0189
		Nitrogen	0.0106

Stream: 1B

CONDITIONS		COMPOSITION	
------------	--	-------------	--

Temperature	-21.4373 C	H2O	0.0000	
Pressure	32.2500 Kg/cm2			EGlycol 0.0000
Flow	681.0607 Kgmole/h			Methane 0.2008
				Ethane 0.1367
				Propane 0.1179
				i-Butane 0.0155
				n-Butane 0.0327
				i-Pentane 0.0986
				n-Pentane 0.1032
				n-Hexane 0.0731
				22-Mbutane 0.0037
				23-Mbutane 0.0527
				3-Mpentane 0.0249
				1Mycycpentene 0.0227
				n-Heptane 0.0189
				1-ci3-MCC5 0.0170
				1-tr3-MCC5 0.0169
				2-Mhexane 0.0135
				Mcyclohexane 0.0152
				n-Octane 0.0008
				233-Mpentane 0.0017
				234-Mpentane 0.0017
				2-Mheptane 0.0032
				3-Mheptane 0.0075
				234-Mhexane 0.0004
				235-Mhexane 0.0005
				24-Mhexane 0.0003
				34-Mhexane 0.0003
				Ecyclopentan 0.0026
				3-Moctane 0.0003
				2-Moctane 0.0004
				n-Nonane 0.0012
				CO2 0.0140
				Nitrogen 0.0007

Stream: 18\*

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	32.2500 Kg/cm2	

Stream: 22

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	17.5300 Kg/cm2	

Stream: 26

CONDITIONS		COMPOSITION
LiqVol_Flow	25.0000 M3/h	

Stream: 28  
CONDITIONS  
Pressure 15.5100 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 29  
CONDITIONS  
Pressure 17.0800 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 31  
CONDITIONS  
Pressure 15.6200 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 39  
CONDITIONS  
Pressure 11.9600 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 41  
CONDITIONS  
Temperature 90.0000 C COMPOSITION

Stream: 47  
CONDITIONS  
Temperature 34.0000 C COMPOSITION

Stream: 49  
CONDITIONS  
Pressure 20.0300 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 50  
CONDITIONS  
Pressure 13.5000 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 51  
CONDITIONS  
COMPOSITION

Temperature	92.7638 C	H2O	0.0000
Pressure	9.7069 Kg/cm2	EGlycol	0.0000
Flow	465.6882 Kgmole/h	Methane	0.0000
		Ethane	0.0000
		Propane	0.0001
		i-Butane	0.0094
		n-Butane	0.0586
		i-Pentane	0.1998
		n-Pentane	0.2038
		n-Hexane	0.1383
		22-Mbutane	0.0070
		23-Mbutane	0.1009
		3-Mpentane	0.0474
		1Mcympentane	0.0429
		n-Heptane	0.0353
		1-ci3-MCC5	0.0318
		1-tr3-MCC5	0.0316
		2-Mhexane	0.0253
		Mcylohexane	0.0284
		n-Octane	0.0015
		233-Mpentane	0.0032
		234-Mpentane	0.0032
		2-Mheptane	0.0059
		3-Mheptane	0.0140
		234-Mhexane	0.0007
		235-Mhexane	0.0010
		24-Mhexane	0.0006
		34-Mhexane	0.0006
		Ecyclopentan	0.0049
		3-Nonane	0.0006
		2-Nonane	0.0007
		n-Nonane	0.0023
		CO2	0.0000
		Nitrogen	0.0000

Stream: 52

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	24.0300 Kg/cm2	

Stream: 53

CONDITIONS		COMPOSITION
Temperature	-17.0000 C	

Stream: 55

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	15.4300 Kg/cm2	

Stream: 56  
 CONDITIONS  
 Mass\_Flow 30000.0000 Kg/h  
 COMPOSITION

Stream: 57  
 CONDITIONS  
 Pressure 40.0300 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 58  
 CONDITIONS  
 Pressure 32.6000 Kg/cm2  
 COMPOSITION

Stream: 59  
 CONDITIONS  
 Temperature -24.0000 C  
 COMPOSITION

Stream: 60\*  
 CONDITIONS  
 Temperature 25.0000 C  
 COMPOSITION

Stream: 61  
 CONDITIONS  
 Temperature 24.9999 C  
 Pressure 10.8300 Kg/cm2  
 Flow 112.6473 Kgmole/h  
 COMPOSITION

H2O	0.0000
EGlycol	0.0000
Methane	0.0008
Ethane	0.3705
Propane	0.5197
i-Butane	0.0610
n-Butane	0.0459
i-Pentane	0.0003
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mcympentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-ci3-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000



Mycyclohexane	0.0000	
n-Octane	0.0000	
233-Mpentane	0.0000	
234-Mpentane	0.0000	
2-Mheptane	0.0000	
3-Mheptane	0.0000	
234-Mhexane	0.0000	
235-Mhexane	0.0000	
24-Mhexane	0.0000	
34-Mhexane	0.0000	
Ecyclopentan	0.0000	
3-Nonane	0.0000	
2-Nonane	0.0000	
n-Nonane	0.0000	
CO2	0.0018	
Nitrogen	0.0000	

Stream: 62

CONDITIONS

Temperature 34.0000 C

COMPOSITION

Stream: 77

CONDITIONS

Flow 0.0000 Kgmole/h

COMPOSITION

Stream: 86

CONDITIONS

Temperature 42.0681 C  
 Pressure 34.0800 Kg/cm2  
 Mass\_Flow 1884.0807 Kg/h

COMPOSITION

H2O	0.4137
EGlycol	0.5863
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mycycpentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-ci3-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000

Myclohexane	0.0000
n-Octane	0.0000
233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000
234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Eyclopentan	0.0000
3-Moctane	0.0000
2-Moctane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000

Stream: 87

CONDITIONS

Temperature	42.0681 C
Pressure	34.0800 Kg/cm2
Flow	35.7232 Kgmole/h

COMPOSITION

H2O	0.4137
EGlycol	0.5863
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
22-Mbutane	0.0000
23-Mbutane	0.0000
3-Mpentane	0.0000
1Mycypentene	0.0000
n-Heptane	0.0000
1-c13-MCC5	0.0000
1-tr3-MCC5	0.0000
2-Mhexane	0.0000
Myclohexane	0.0000
n-Octane	0.0000
233-Mpentane	0.0000
234-Mpentane	0.0000
2-Mheptane	0.0000
3-Mheptane	0.0000
234-Mhexane	0.0000
235-Mhexane	0.0000
24-Mhexane	0.0000
34-Mhexane	0.0000
Eyclopentan	0.0000
3-Moctane	0.0000
2-Moctane	0.0000
n-Nonane	0.0000

CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000

Stream: 87\*

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	34.0800 Kg/cm2	
Mass_Flow	1566.1886 Kg/h	

Stream: 90

CONDITIONS		COMPOSITION
Vapour_Frac	0.0000	H2O 0.0000
Pressure	19.2300 Kg/cm2	EGlycol 0.0000
Flow	1766.1326 Kgmole/h	Methane 0.0175
		Ethane 0.0291
		Propane 0.9185
		i-Butane 0.0194
		n-Butane 0.0048
		i-Pentane 0.0085
		n-Pentane 0.0014
		n-Hexane 0.0000
		22-Mbutane 0.0000
		23-Mbutane 0.0000
		3-Mpentane 0.0000
		1Mcyccpentene 0.0000
		n-Heptane 0.0000
		1-ci3-MCC5 0.0000
		1-tr3-MCC5 0.0000
		2-Mhexane 0.0000
		Mcyclohexane 0.0000
		n-Octane 0.0000
		233-Mpentane 0.0000
		234-Mpentane 0.0000
		2-Mheptane 0.0000
		3-Mheptane 0.0000
		234-Mhexane 0.0000
		235-Mhexane 0.0000
		24-Mhexane 0.0000
		34-Mhexane 0.0000
		Ecyclopentan 0.0000
		3-Moctane 0.0000
		2-Moctane 0.0000
		n-Nonane 0.0000
		CO2 0.0003
		Nitrogen 0.0005

Stream: 92

CONDITIONS		COMPOSITION
Pressure	6.1800 Kg/cm2	

Stream: 95  
CONDITIONS  
Pressure 1.9800 Kg/cm2 COMPOSITION

Stream: 102  
CONDITIONS  
Vapour\_Frac 1.0000 COMPOSITION

Stream: 103  
CONDITIONS  
Vapour\_Frac 1.0000 COMPOSITION

Stream: 104  
CONDITIONS  
Vapour\_Frac 1.0000 COMPOSITION

Stream: 109  
CONDITIONS  
Vapour\_Frac 0.0000 COMPOSITION

Stream: 110  
CONDITIONS  
Flow 0.0000 Kgmole/h COMPOSITION

Stream: 112  
CONDITIONS  
Vapour\_Frac 1.0000 COMPOSITION

Stream: E1\*  
CONDITIONS  
Temperature 34.0000 C COMPOSITION

Stream: E2\*

CONDITIONS

Temperature 43.7625 C  
 Pressure 10.8531 Kg/cm2  
 Flow 998.7233 Kgmole/h

COMPOSITION

H2O 0.0000  
 EGlycol 0.0000  
 Methane 0.0002  
 Ethane 0.1572  
 Propane 0.5611  
 i-Butane 0.1392  
 n-Butane 0.1398  
 i-Pentane 0.0018  
 n-Pentane 0.0004  
 n-Hexane 0.0000  
 22-Mbutane 0.0000  
 23-Mbutane 0.0000  
 3-Mpentane 0.0000  
 1Mcympentane 0.0000  
 n-Heptane 0.0000  
 1-c i3-MCC5 0.0000  
 1-tr3-MCC5 0.0000  
 2-Mhexane 0.0000  
 Mcyclohexane 0.0000  
 n-Octane 0.0000  
 233-Mpentane 0.0000  
 234-Mpentane 0.0000  
 2-Mheptane 0.0000  
 3-Mheptane 0.0000  
 234-Mhexane 0.0000  
 235-Mhexane 0.0000  
 24-Mhexane 0.0000  
 34-Mhexane 0.0000  
 Ecyclopentan 0.0000  
 3-Moctane 0.0000  
 2-Moctane 0.0000  
 n-Nonane 0.0000  
 CO2 0.0004  
 Nitrogen 0.0000

Energy Stream: P201

CONDITIONS

Energy\_Flow 1.485E+06 Kcal/h

COMPOSITION

Energy Stream: P202

CONDITIONS

Energy\_Flow 2.480E+06 Kcal/h

COMPOSITION

Energy Stream: P203

CONDITIONS

Energy\_Flow 4.199E+05 Kcal/h

COMPOSITION

Date 94/12/17 Version C1.51 Case Name UPGPMCS.SIM  
 Time 15:42:34 Prop Pkg PR Column Name TORRE203

Unit Operations

Adju	AJUSTE1:	Adj Var: Mass_Flow	of stream 87*	
		Dep Var: Mass_Frac	EGlycol	in stream 6
		Target: 0.76		
		Tol: 0.0005	Step: 100.0000	Kg/h
		Type: Secant		
Adju	AJUSTE2:	Adj Var: Mass_Flow	of stream 86	
		Dep Var: Mass_Frac	EGlycol	in stream 70
		Target: 0.76		
		Tol: 0.0005	Step: 100.0000	Kg/h
		Type: Secant		
Adju	AJUSTE3:	Adj Var: Flow	of stream 90	
		Dep Var: Flow	of stream 101	
		Target: 0.00	Kgmole/h	
		Tol: 0.0001	Kgmole/h	Step: 100.0000
		Type: Secant		
Pump	B201:	51	-52	B201
		Efficiency:	65.00%	
Pump	B203:	48	-49	B203
		Efficiency:	60.00%	
Pump	B211:	56	-57	B211
		Efficiency:	52.00%	
Comp	COMP1:	105	-106	COMP1
		Type: Adiabatic		
		Adiabatic Eff:	75.00%	Polytropic Eff: 76.75%
Comp	COMP2:	107	-108	COMP2
		Type: Adiabatic		
		Adiabatic Eff:	75.00%	Polytropic Eff: 77.02%
Comp	COMP3:	61	-62*	COMP3
		Type: Adiabatic		
		Adiabatic Eff:	75.00%	Polytropic Eff: 75.73%
Tee	DIV1:	86	-87*	-88
Tee	DIV2:	25	-27	-26
Tee	DIV3:	45	-51*	-46
Tee	DIV4:	53	-56	-54

Tee	DIV5: 97	-111	-98	-99
	-100	-101		
Pump	ELEVA1: 17	-18*	ELEVA1	
	Efficiency:	100.00%		
Mix	MIX1:-2	87	1	
Mix	MIX10:-105	112	96	102
	103	104		
Mix	MIX11:-107	106	93	
Mix	MIX2:-7	4	5	6
	89			
Mix	MIX3:-11	9	10	18
Mix	MIX4:-23	22	21	
Mix	MIX5:-32	62	77	30
Mix	MIX6:-40	39	38	
Mix	MIX7:-44	43	42	
Cool	P206: 62*	-62	-P206	
	DP:	0.2000 Kg/cm2		
Cool	P210*: E2*	-E1*	-P210*	
	DP:	0.0000 Kg/cm2		
Heat	P211: E1*	-60*	111	-112
	DP1:	0.1000 Kg/cm2	DP2:	0.0000 Kg/cm2
	UA C1c:	120067.20 KJ/C-h	Shell Passes:	0
	UA Spc:	--- KJ/C-h	Type:	Simple
Cool	P212: 46	-47	-P212	
	DP:	0.1000 Kg/cm2		
Cool	P301: 108	-109	-P301	
	DP:	0.5000 Kg/cm2		
Recy	REC1: 87*	-87		
	Max Numb Iter:	5	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
Recy	REC2: 18*	-18		

	Max Numb Iter:	5	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
Recy	REC3: 51*	-51		
	Max Numb Iter:	10	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
Recy	REC4: 60	-61		
	Max Numb Iter:	5	Type:	Nested
	Wegstein Cnt:	3		
	VapFr Sens:	10.0000	Temp Sens:	10.0000
	Press Sens:	10.0000	Enth Sens:	10.0000
	Rel Flow Sens:	10.0000	Rel Comp Sens:	10.0000
LNGX	REFGAS: 2	-3	-P201	DP1: 0.5000
	7	-8	-P202	DP2: 1.3300
	11	-12	-P203	DP3: 0.0500
	15	-16	P201	DP4: 1.6000
	98	-102	P202	DP5: 0.0000
	99	-103	P203	DP6: 0.0000
LNGX	REFOLEO: 58	-59	-P204	DP1: 1.0000
	52	-53	-P205	DP2: 0.7000
	44	-45	-P209	DP3: 1.7000
	100	-104	P204	DP4: 0.0000
	29	-30	P205	DP5: 1.4000
	40	-41	P209	DP6: 0.7000
Sep3	SEP1: 3	-5	-4	-6
Sepa	SEP2: 12	-20	-13	
Set	SET1: Mass_Flow	of stream 87 =		
	stream 87* *	1.0000 +	0.0000	Kg/h
Set	SET2: Mass_Flow	of stream 51* =		
	stream 51 *	1.0000 +	0.0000	Kg/h
Set	SET3: Temperature	of stream 35 =		
	stream 90 *	1.0000 -	1.5000	C
Colu	TORRE201: 59	13	-14	-17
Colu	TORRE202: 55	31	32	28
	-33	-37	P207	



Colu	TORRE203: 41	-60	-43	-48		
		-42	-P210	FORND*	E2	
LNGX	TROCA: 90		-91	-P208	DP1:	0.7000
	34		-35	P208	DP2:	0.1000
Sep3	VA202: 8		-10	-9	-70	
Valv	VALV1: 88		-89			
Valv	VALV10: 57		-58			
Valv	VALV11: 49		-50			
Valv	VALV16: 91		-92			
Valv	VALV17: 94		-95			
Valv	VALV2: 20		-22			
Valv	VALV3: 19		-21			
Valv	VALV4: 24		-28			
Valv	VALV5: 26		-31			
Valv	VALV6: 27		-29			
Valv	VALV7: 54		-55			
Valv	VALV8: 36		-38			
Valv	VALV9: 37		-39			
Sepa	VASO203: 23		-25	-24		
Sepa	VASO207: 14		-19	-15		
Sepa	VASO208: 33		-36	-34		
Sepa	VASO301: 109		-90	-110		
Sepa	VASO302: 92		-94	-93		
Sepa	VASO303: 95		-97	-96		

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/12/17 Version C1.51 Case Name UP6PNC5.SIM  
Time 15:42:34 Prop Pkg PR Column Name TORRE201

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 30  
Stage 1 Pressure 31.600 Kg/cm2  
Stage 30 Pressure 32.200 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate -10.000 C  
Stage 30 Temperature Estimate -20.000 C  
Feed stream 59 enters on stage 1  
Feed stream 13 enters on stage 30  
Overhead Vapour Estimated Flow 4000.0000 Kgmole/h  
Overhead vapour product goes to stream 14  
Bottom liquid product goes to stream 17  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

ZDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD?  
3 Stage 3 Efficiency 3  
CDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDD4

3	1	3	0.415000	3
3	2	3	0.430000	3
3	3	3	0.440000	3
3	4	3	0.448000	3
3	5	3	0.449000	3
3	6	3	0.450000	3
3	7	3	0.450000	3
3	8	3	0.450000	3
3	9	3	0.451000	3
3	10	3	0.452000	3
3	11	3	0.453000	3
3	12	3	0.455000	3
3	13	3	0.456000	3
3	14	3	0.457000	3
3	15	3	0.459000	3
3	16	3	0.460000	3
3	17	3	0.460000	3
3	18	3	0.461000	3
3	19	3	0.461000	3
3	20	3	0.462000	3
3	21	3	0.462000	3
3	22	3	0.463000	3
3	23	3	0.463000	3
3	24	3	0.463000	3
3	25	3	0.465000	3
3	26	3	0.469000	3
3	27	3	0.470000	3
3	28	3	0.471000	3
3	29	3	0.475000	3
3	30	3	0.480000	3

DDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDDY

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP

Date 94/12/17 Version C1.51 Case Name UPGPMC5.SIM  
Time 15:42:34 Prop Pkg PR Column Name TORRE202

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 49  
Stage 1 Pressure 13.980 Kg/cm2  
Stage 49 Pressure 15.930 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 6.000 C  
Stage 49 Temperature Estimate 117.000 C  
Feed stream 55 enters on stage 1  
Feed stream 31 enters on stage 25  
Feed stream 32 enters on stage 31  
Feed stream 28 enters on stage 12  
Overhead Vapour Estimated Flow 368.0000 Kgmole/h  
Side Exchanger on stage 49 is energy stream P207  
Overhead vapour product goes to stream 33  
Bottom liquid product goes to stream 37  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: Temperature on stage 49 is to be 80.000 C

\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

#####  
3 Stage 3 Efficiency 3  
#####

3	1	3	0.292000	3
3	2	3	0.315000	3
3	3	3	0.320000	3
3	4	3	0.322000	3
3	5	3	0.325000	3
3	6	3	0.322000	3
3	7	3	0.323000	3
3	8	3	0.323000	3
3	9	3	0.324000	3
3	10	3	0.325000	3
3	11	3	0.326000	3
3	12	3	0.360000	3
3	13	3	0.580000	3
3	14	3	0.581000	3
3	15	3	0.583000	3
3	16	3	0.583000	3
3	17	3	0.583000	3
3	18	3	0.583000	3
3	19	3	0.583000	3
3	20	3	0.584000	3
3	21	3	0.584000	3
3	22	3	0.589000	3
3	23	3	0.590000	3
3	24	3	0.591000	3
3	25	3	0.479000	3
3	26	3	0.513000	3
3	27	3	0.538000	3
3	28	3	0.550000	3
3	29	3	0.561000	3
3	30	3	0.569000	3
3	31	3	0.490000	3
3	32	3	0.508000	3
3	33	3	0.513000	3
3	34	3	0.532000	3
3	35	3	0.550000	3
3	36	3	0.560000	3
3	37	3	0.568000	3
3	38	3	0.565000	3
3	39	3	0.578000	3
3	40	3	0.580000	3
3	41	3	0.585000	3
3	42	3	0.595000	3
3	43	3	0.600000	3
3	44	3	0.610000	3
3	45	3	0.623000	3
3	46	3	0.635000	3
3	47	3	0.650000	3
3	48	3	0.660000	3
3	49	3	1.000000	3

#####

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to UNICAMP  
Date 94/12/17 Version C1.51 Case Name UPGFMC5.SIM  
Time 15:42:34 Prop Pkg PR Column Name TORRE203

\*\*\*\* Column Input \*\*\*\*

Number of Real Stages 27  
Stage 1 Pressure 10.830 Kg/cm2  
Stage 27 Pressure 11.430 Kg/cm2  
Stage 1 Temperature Estimate 34.000 C  
Stage 27 Temperature Estimate 177.000 C  
Feed stream 41 enters on stage 12  
Overhead Vapour Estimated Flow 10.0000 Kgmole/h  
Estimated top stage reflux ratio is 0.8000  
Side Liquid draw from stage 1 to stream 48  
Estimated Flow 350.0000 Kgmole/h  
Side Liquid draw from stage 26 to stream 42  
Side Exchanger on stage 1 is energy stream P210  
Side Exchanger on stage 27 is energy stream FORNO\*  
Overhead vapour product goes to stream 60  
Bottom liquid product goes to stream 43  
Stage 2 Vapour is assigned to stream E2  
Note - stage efficiencies are being used!

\*\*\*\* Specifications \*\*\*\*

1: TBP 95.0 LiqVol % Cut of the stage 1 Liquid is to be 1.500 C  
2: Temperature on stage 27 is to be 155.000 C  
3: Temperature on stage 1 is to be 25.000 C  
4: Flow of the stage 26 Side Liquid is to be 40.000 M3/h

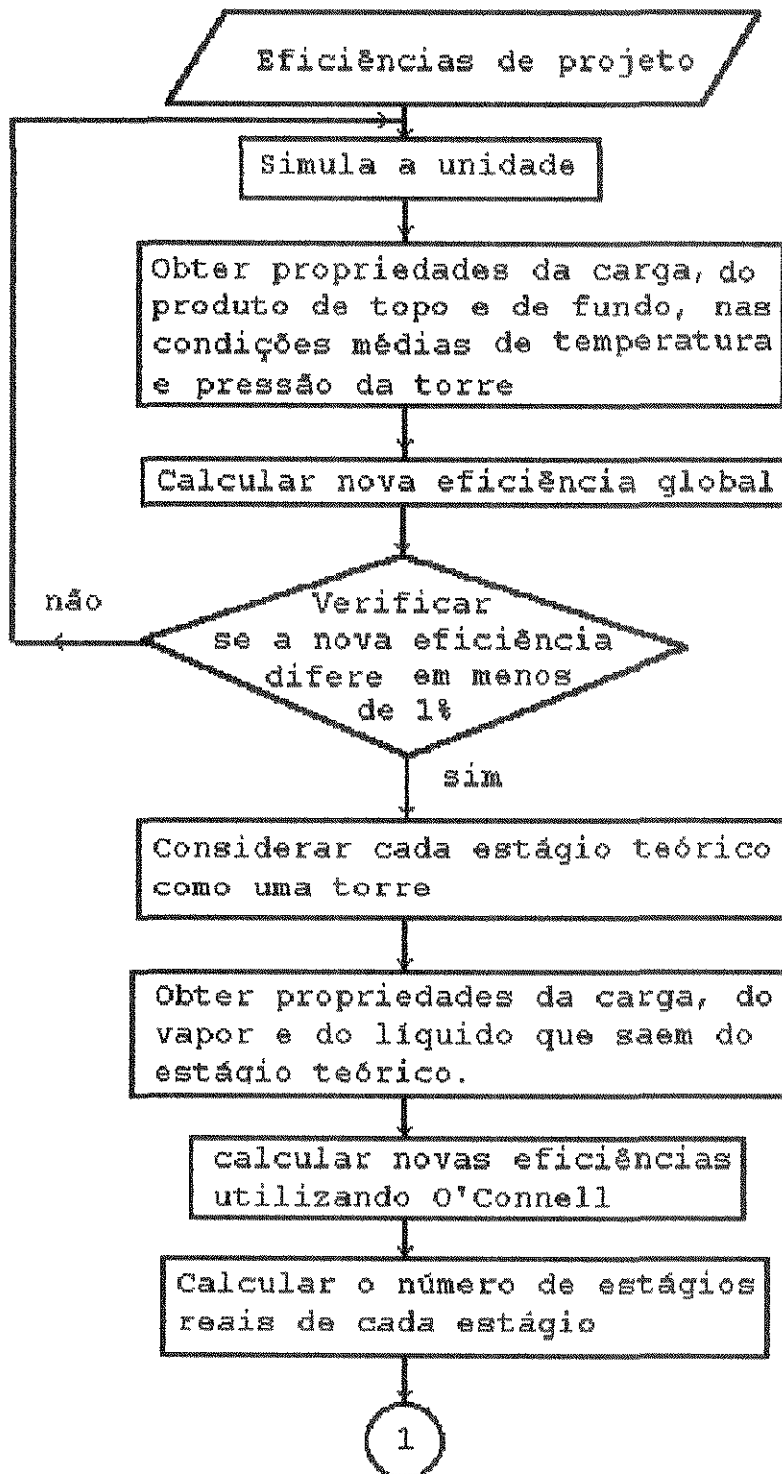
\*\*\*\* Stage Efficiencies \*\*\*\*

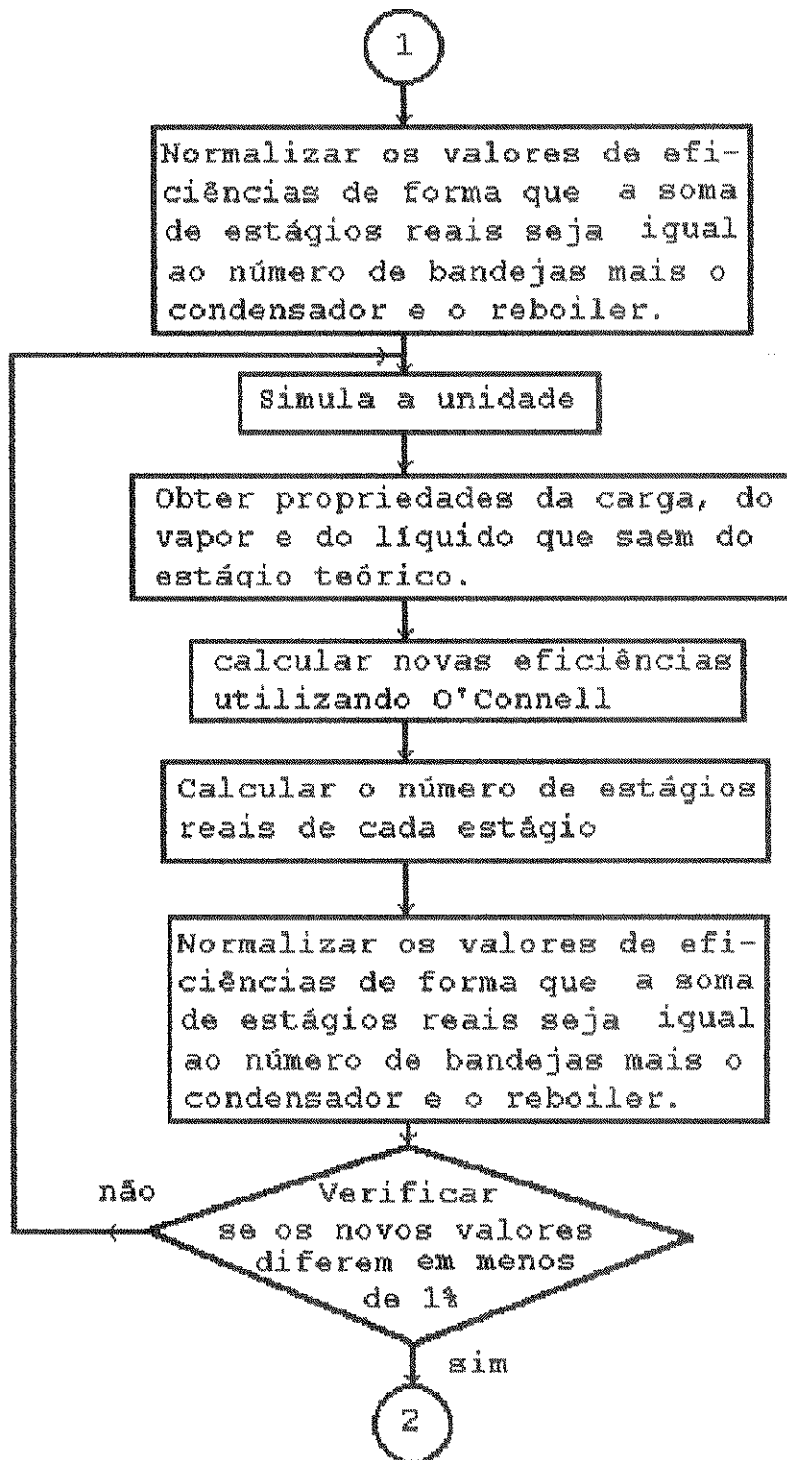
```
ZDDDDDDDBDDDDDDDDDDDD?
3 Stage 3 Efficiency 3
CDDDDDDDEDDDDDDDDDDDD4
3 1 3 1.000000 3
3 2 3 0.828000 3
3 3 3 0.829000 3
3 4 3 0.830000 3
3 5 3 0.833000 3
3 6 3 0.834000 3
3 7 3 0.834000 3
3 8 3 0.838000 3
3 9 3 0.838000 3
3 10 3 0.838000 3
3 11 3 0.839000 3
3 12 3 0.605000 3
3 13 3 0.650000 3
3 14 3 0.686000 3
3 15 3 0.724000 3
3 16 3 0.756000 3
3 17 3 0.780000 3
3 18 3 0.800000 3
3 19 3 0.810000 3
3 20 3 0.820000 3
3 21 3 0.825000 3
3 22 3 0.831000 3
3 23 3 0.835000 3
3 24 3 0.840000 3
3 25 3 0.843000 3
3 26 3 0.848000 3
3 27 3 1.000000 3
@DDDDDDDA@DDDDDDDDDDDDY
```

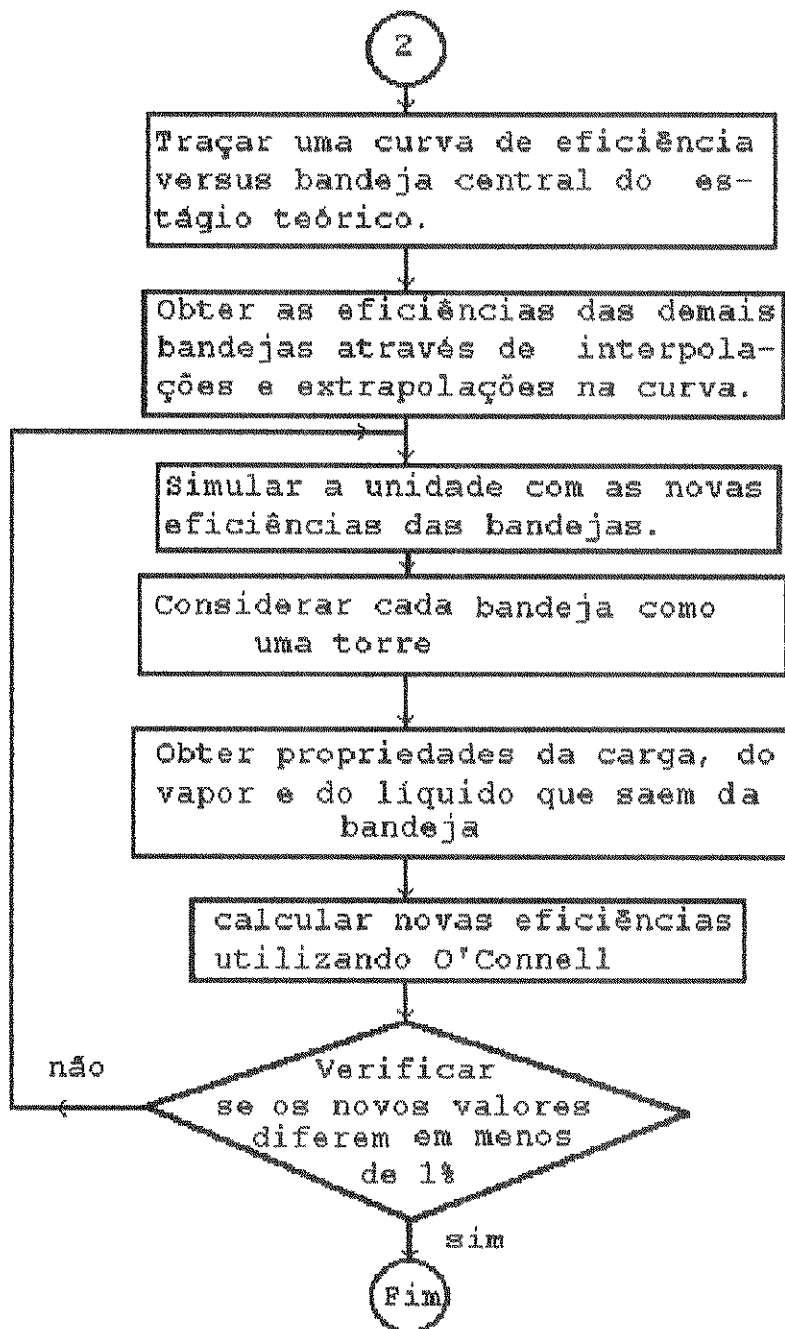
## APÊNDICE J

- DIAGRAMA DE BLOCO DA METODOLOGIA DE CÁLCULO DAS EFICIÊNCIAS DAS BANDEJAS DAS TORRES.









## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Barton, J., Pinch technology improves olefin heat recovery, Hydrocarbon Processing, February, 1989, p.47.
- Beggs, H. D., Gas Production Operations, Oil & Gas Consultants International Inc, third printing, June. 1991.
- Bingham, M. D., Field Detection and Implications of Mercury in Natural Gas, SPE Production Engineering, May, 1990, p.120.
- Chao, K.C. and Seader J.D., AIChE Journal, 7, p.598, 1961.
- Chapin, W. F., High Purity Natural Gas by the Glycol - amine Process, Petroleum Refiner, June, 1947, p.109.
- Costandt, A. Audsh and Princeton N. J., Process for Adsorbing Mercury from Natural Gas, United States Patent N. 4717399, Jan. 5, 1988.
- Dermott, J.Mc, Liquefied Natural Gas Technology, Noyes Data Corporation, 1973.
- Gao, G.; Daridon, J.L.; Guirons, H.S.; Xans, P.; Montel, F.; A simple correlation to evaluate binary interaction parameters of the Peng-Robinson equation of state: binary light hydrocarbon systems, Fluid Phase Equilibria, 74, 1992, p.85-93.
- Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, Gas Processors Association, ninth edition, 1972.
- Gomes, Luiz G., Etanização de Gás Liquefeito de Petróleo na Unidade de Processamento de Gás Natural de Sergipe, Boletim Técnico da Petrobrás, v.31(2), p.91-94, abril-junho, 1988.
- Gomes, Luiz G., Manual de operação da UPGN-Cp, Petrobrás -RPNE-SEPGAS, 1989

- Gomes, L.G.; Maciel, M.R.W., Otimização do processo de absorção refrigerada de uma UPGN, 10<sup>o</sup> Congresso Brasileiro de Engenharia Química, São Paulo, 13-16 de setembro de 1994.
- Gomes, Luiz G., Relatório Interno à área de concentração de Desenvolvimento de Processos Químicos, Universidade Estadual de Campinas, 1994.
- Hyprotech Ltd, HYSIM User's Guide, Hyprotech Ltd, 1991.
- Isachenko, V.; Osipova, V.; Sukomel, A. ; Heat Transfer, Mir Publishers, second edition, 1974.
- Katz, D. L.; Cornell, D.; Kobayashi, R.; Poettmann, F.H.; Vary, J.A.; Elenbaas, J.R.; Weinaug, C.F.; Handbook of Natural Gas Engineering, McGraw-Hill Book Company, 1959.
- Katz, D. L. and Lee, Natural Gas Engineering : Production and Storage, McGraw-Hill Publishing Company, 1990.
- Kern, D.Q., Processos de Transmissão de Calor, Editora Guanabara Koogan S.A, 1980.
- King, C.J, Separations Processes, McGraw-Hill, New York, second edition, 1980.
- Linnhoff, B.; Townsend, D.W.; Boland, D.; Hewitt, G.F.; Thomas, B.E.A.; Guy, A.R.; Marsland, R.H.; A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy, The Institution of Chemical Engineers, 1982.
- Linnhoff, B. and Hindmarsh E., The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks, Chemical Engineering Science, 1983, Number 38, p.745.
- Love, D. L., No hassle reboiler selection, Hydrocarbon Processing, October, 1992, pg. 41.
- Maciel, M.R.W.; Gomes, L.G., Simulação de uma Unidade de Processamento de Gás Natural utilizando eficiências dos estágios reais, IV Congresso Argentino de Ingeniería Química, Santa Fé, 18-20 de outubro de 1994.

- Mah, R.S.H.; Seider W.D., Proceeding of the First International Computer-Aided Process Design, CACHE Publications, 1980.
- Mah , R. S. H. ; Seider W. D. , Proceeding of the second International Computer - Aided Process Design, CACHE Publications, 1984.
- Nelson, W.L., Petroleum Refinery Engineering , McGraw-Hill Book Company, fourth edition, 1969.
- Peng, D.Y. and Robinson D.B, A New Two-Constant Equation of State, Ind. Eng. Chem. Fundam., 15, p.59-64, 1976.
- Perry, R. H. and C.H. Chilton, Chemical Engineering Handbook, fifth edition, McGraw-Hill, 1973.
- Petrobrás-Cenpes, Manual de operação da UPGN-Atalaia, Petrobrás 1980.
- Petrobrás-Cenpes, Memorial de Cálculo da UPGN-Atalaia, Petrobrás, 1981.
- Prausnitz, J.M.; Anderson, T. F.; Grens, E. A.; Eckert, C. A.; Hsieh, R. ; O'Connell , J. P. ; Computer Calculations for Multicomponent Vapor-Liquid and Liquid - Liquid Equilibria, Prentice-Hall, INC., 1980.
- Proubasta, Dolores, Latinoamérica Redobla Esfuerzos para Producir más Gás Natural, Petróleo Internacional, Marzo, 1980, p.17.
- Reid, R. C.; Prausnitz, J.M.; Sherwood, T.K.; The Properties of Gases and Liquids, 4th Edition, McGraw-Hill, 1987.
- Revista Casa Cláudia, Meio Ambiente, Editora Abril, março de 1994, nº 3, p.24.
- Steinmeyer, D., Optimum  $\Delta P$  and  $\Delta T$  in Heat Exchange, Hydrocarbon Processing, April, 1992, p.53.
- Wallas , S. M., Phase Equilibria in Chemical Engineering, Butterworth Publisher, 1985.

- Walmsley, A. G., Domestic Fuels, Modern Petroleum Technology, 4th Edition, Applied Science Publishers LTD, 1975.
- Westphalen, D.L. e Maciel M.R.W., Aplicação de Técnicas de Processos na Concepção de uma Planta Integrada de 2-Butanol. Tese de Mestrado, UNICAMP, Dezembro, 1993.

## ABSTRACT

The objective of this work is to make a simulation to be possible to reproduce the operational conditions of the Natural Gas Processing Unit, using it later, to optimize the process energy. The simulations have been made using Hyprotech' simulator HYSIM (version 1.5 , 1991,may), using a microcomputer model 386. The simulated unit belongs to Petrobrás ( Brazilian Petroleum Limited Company) and it was builted in Aracaju city, State of Sergipe, Brazil. The unit process is the refrigerated absorption and it has been studied its energetic optimization and the reduction of the absorption oil molecular weight. The simulation has been builted in an unique computer file, that simulates 48 equipments and 16 valves of the process unit. It was created five additional equipments and some adjust, recycle and set operations to adjust the simulator equipments to real equipments. The simulation has 84 operations and 116 streams of mass and energy. Then, it was developed a method to simulate a real plant using a comercial simulator.

To bring near the column internal flows and temperatures to the real values, it were incorporated the column stage efficiencies, using a method, developed in this work, beginning with O'Connell global efficiency. With an iterative work together the simulator this adjusts the global efficiencies, and becomes each theoretical stage in a pseudo-column and it repeats the iterative process to know the efficiencies of the pseudo-column. So, the middle plate efficiency becomes equal to the pseudo-column efficiency and through a curve, it can be obtained the others column plate efficiencies. It was studied 133 plates with the liquid and vapour properties, which are obtained by simulation.



The simulation results show average difference of 1.5 °C measured with thermo - couples, 4.0 °C measured with metallic thermometer, 0.4 Kgf/cm<sup>2</sup> in the pressure values, 2.4% to flows, 0.004 in the vapour molar fractions and 0.009 in the liquid molar fractions. These results have been considered very good, then this simulation structure can be considered as the bases to the other simulations for energetic optimization. Before to begin with the optimizations, others simulations have been made with the project conditions, using Chao - Seader and Peng - Robinson correlations, to compare them and to know the reasons of the differences between the project values and the practical values. Chao-Seader it was used for the project.

The PINCH technology application has shown that it is possible to economize until 16.4 % of the fuel gas, making a new lay-out to the process. A new lay-out was designed and new simulations have shown to be possible to economize 14.0% of the fuel gas and to reduce the pumps absorbed power in 44.2 Hp. With the increase in the furnace efficiency, through the utilization of the chimney heat, it can be economized until 22.4% of the fuel gas and reduced the pumps absorbed power in 47.5 Hp.

Historicaly, the natural gas absorption used oils with molecular weight between 200 and 230 g/g mole. At the fifth decade, the technological development reduced it to a value between 120 and 140 g/g mole. However, an american enterprise introduced this process with oil molecular weight of 144 g/gmole in the first natural gas processing unit of Brazil: the unit at Catú city, State of Sergipe, which has started in 1962.

At 1986 it was initiated a practical study to reduce the oil molecular weight of Atalaia Natural Gas Processing unit, builded in Aracaju city. This study was slow and gradual. It has reached a molecular weight oil of 118 g/g mole, has got a reduction in the fuel gas and it has became the process unit

self - sufficient on production of the absorption oil. The molecular weight oil of 118 g/g mole was considered the possible limit that it can be reached with the current unit lay-out.

Then, it was decided to study the possibility to reduce the molecular weight of the oil, until the molecular weight of the natural gasoline ( $C_{5+}$ ).

Others simulations were developed for molecular weight oil of 92.9 g/g mole and 81.5 g/g mole, however using the furnace without the utilization of the chimney heat. The lay-out designed to operate with molecular weight of 92.9 has shown a possible reduction of the fuel gas in 30.7% and 5.8% in the total absorbed power by the pumps, compressores and air-coolers. The lay-out designed to operate with molecular weight of 81.5 has shown a possible reduction of 36.7% in fuel gas, but increase 34.4% in the total absorbed power.

Key words : Natural Gas, Refrigerated Absorption, Processing Unit Simulation, Efficiency of real stages, Absorption oil