



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM ENGENHARIA  
QUÍMICA



# Análise Operacional de Torre Fracionadora de Nafta Craqueada

*Autor: Bibiana Fontoura da Silva*

*Orientador: Prof. Dr. Marcelo Farenzena*

*Co-orientador: Eng. Alex Sandro Reginato*

Porto Alegre, dezembro de 13

## Sumário

Sumário	ii
Agradecimentos	iii
Resumo	iv
Lista de Figuras	v
Lista de Tabelas	vi
Lista de Símbolos	vii
Lista de Abreviaturas e Siglas	ix
1 Introdução	1
2 Revisão Bibliográfica	2
2.1 Destilação	2
2.2 Destilação fracionada	2
2.3 Métodos Teóricos de análise	4
2.3.1 Método de Underwood	4
2.3.2 Método de McCabe Thiele	7
2.3.3 Método do Vmín	9
2.4 Curvas de Operação	10
2.5 Análise Energética de Colunas em Operação	13
2.5.1 Adequação das vazões de vapor e de refluxo	13
2.5.2 Condicionamento da alimentação	13
3 Estudo de Caso	14
3.1 Hidrotratamento	14
3.2 Hidrodessulfurização de Nafta craqueada	14
3.3 Torre Fracionadora	15
4 Metodologia Aplicada	17
4.1 Definição de <i>gap</i> e Ponto de Corte	17
4.2 Simulação	18
4.2.1 Construção da simulação no UniSim Design	18
4.2.2 Análise da Sensibilidade	19
5 Resultados	20
5.1 Especificação das variáveis de entrada	20
5.2 Curvas de Performance	21
5.2.1 Variação da Carga Térmica no Refervedor	21
5.2.2 Variação da Temperatura da Carga	24
6 Conclusões e Trabalhos Futuros	27
7 Referências	28

## **Agradecimentos**

Agradeço primeiramente a minha família, em especial ao meu marido Leandro e filho Cauã, pelo apoio e por acreditarem que seria possível chegar ao fim.

À Universidade Federal do Rio Grande do Sul e ao Departamento de Engenharia Química pelo ensino, em especial ao meu orientador Marcelo Farenzena por todo suporte e orientação.

Agradeço por fim a oportunidade de realizar meu trabalho de diplomação na Refinaria Alberto Pasqualini- REFAP/PETROBRAS onde tive o privilégio de contar com total dedicação e paciência do meu supervisor o Eng. Alex Sandro Reginato.

## Resumo

A destilação, operação de separação mais utilizada industrialmente, é responsável por grande parte dos custos operacionais na planta em que está presente. O objetivo do presente trabalho foi avaliar condições operacionais para um gasto mínimo energético na coluna fracionadora de nafta craqueada da Refinaria Alberto Pasqualini-REFAP/PETROBRAS. A metodologia utilizada foi baseada na qualidade de fracionamento das naftas (*gap*) que indicará o bom funcionamento do equipamento frente a variações na operação da planta. Os resultados apresentados indicaram que um bom fracionamento é obtido combinando carga térmica do refeedor e pré-aquecimento da carga.

## Lista de Figuras

<b>Figura 2.1:</b> Representação esquemática dos estágios de equilíbrio de uma coluna de destilação (Extraído de Kister, 1992).....	3
<b>Figura 2.2:</b> Estágio teórico n (adaptado de Kister, 1992) .....	4
<b>Figura 2.3:</b> Relação entre a taxa de refluxo e o número de estágios para uma separação fixa(adaptado de BAHADORI & VUTHALURU, 2010).....	5
<b>Figura 2.4:</b> Diagrama de McCabe-Thiele para uma separação binária (adaptado de KISTER, 1992).....	8
<b>Figura 2.5:</b> Diagrama $V_{\min}$ para um sistema ternário ABC (adaptado de HALVORSEN E SKOGESTAD, 2003a) .....	10
<b>Figura 2.6:</b> Curva de performance para uma coluna de destilação benzeno-tolueno (Extraído de Oliveira, 2011, apud. Turton et. al., 2009).....	12
<b>Figura 2.7:</b> Calor requerido em função de $x_{esp}$ no topo e composição da carga $z_{Benz}$ (Extraído de Müller, 2011).....	12
<b>Figura 3.1:</b> Esquema da Unidade de Hidrotratamento da nafta craqueada.....	15
<b>Figura 3.2:</b> Torre Fracionadora do HDS- REFAP/PETROBRAS.....	16
<b>Figura 4.1:</b> <i>gap</i> e <i>overlap</i> em uma torre de fracionamento. ....	17
<b>Figura 4.2:</b> Flowsheet criado no UniSim Design da simulação feita. ....	19
<b>Figura 5.1:</b> Variação da $RR_{esp}$ com o aumento do $Q_{reb}$ para as diferentes vazões. ....	22
<b>Figura 5.2:</b> Variação do <i>gap</i> com o $Q_{reb}$ .....	22
<b>Figura 5.3:</b> Variação na vazão de retirada lateral (LCN) com o $Q_{reb}$ .....	23
<b>Figura 5.4:</b> Variação do ponto de corte com o $Q_{reb}$ . ....	23
<b>Figura 5.5:</b> Variação da $RR_{esp}$ com a $T_F$ . ....	24
<b>Figura 5.6:</b> Variação do <i>gap</i> com a $T_F$ .....	25
<b>Figura 5.7:</b> Relação entre $Q_{reb}$ e a $T_F$ .....	25
<b>Figura 5.8:</b> Variação da retirada lateral com a $T_F$ . ....	26

**Lista de Tabelas**

<b>Tabela 5.1:</b> Dados para a construção do modelo. ....	20
<b>Tabela 5.2:</b> Erros percentuais gerados pelos dados da simulação quando comparados a dados reais.....	21

## Lista de Símbolos

- B – vazão de produto de fundo
- D – vazão de destilado
- F – vazão de alimentação
- V – vazão de vapor
- V' - vazão de vapor na seção de esgotamento
- K – constante de equilíbrio
- L – vazão de líquido
- L' – vazão de líquido na seção de esgotamento
- m – inclinação da reta
- n – prato da coluna
- P – pressão
- q – fração de líquido na carga
- Q – carga térmica
- R – vazão de refluxo
- y – composição da fase vapor
- x – composição da fase líquida
- z – composição da alimentação
- $\alpha$  – volatilidade relativa
- rr – razão de refluxo
- s – razão de *boil-up*
- T – temperatura
- $\varphi$  – raiz de Underwood referente a seção de retificação
- $\psi$  – raiz de Underwood referente a seção de esgotamento
- $\theta$  – raiz comum de Underwood
- H – entalpia da mistura
- h – entalpia da fase
- DP – queda de pressão

RR – razão de refluxo especificado pelo fabricante da coluna

$x_{esp}$ : especificação do produto

Subscritos

n – estágio genérico relativo a seção de retificação

m – estágio genérico relativo a seção de esgotamento

i – componente genérico de uma mistura multicomponente

C – componente de maior ponto de ebulição de uma mistura multicomponente

F – alimentação

min – mínimo

T – topo



**Lista de Abreviaturas e Siglas**

ROL – *Rectifying Operating Line*

SOL – *Stripping Operating Line*

LCN – Nafta Craqueada Leve

HCN – Nafta Craqueada Pesada.

*gap* – tradução é lacuna ou vão

PC – ponto de corte

PIE – Ponto inicial de ebulição

PFE – Ponto final de ebulição

ASTM - American Society for Testing and Materials

HDS - Unidade de Hidrotratamento de nafta craqueada

HDT - Unidade de Hidrotratamento de diesel



## 1 Introdução

A destilação é atualmente o processo de separação mais utilizado industrialmente e também um dos que mais geram custos para as empresas que o utilizam. Este custo está diretamente ligado às condições operacionais do processo e, portanto, torna-se de fundamental importância o conhecimento da performance dos equipamentos para obtenção das condições operacionais mais atrativas economicamente.

No presente trabalho foram simuladas as condições operacionais da torre fracionadora de nafta craqueada da unidade de hidrotreatamento da gasolina da Refinaria Alberto Pasqualini-REFAP/PETROBRAS. A modelagem da coluna foi confrontada com condições reais de operação e envolveu conhecimentos dos dados reais do processo.

A simulação permite gerar as curvas do processo. Acompanhar essas curvas torna possível prever condições mais econômicas quanto ao uso da carga térmica necessária no processo.

As curvas de operação são um conjunto de curvas que relacionam as principais variáveis de entrada, como a temperatura e carga térmica do refeedor, com as variáveis de saída, como o *gap*, que indica qualidade de fracionamento das correntes de nafta, e a vazão de retirada lateral, e é através delas que é possível, portanto, fazer uma análise do intervalo operacional mais econômico e favorável à empresa. Elas representam a sensibilidade dessas variáveis de saída a mudanças operacionais nas variáveis de entrada e constituem uma base para prever o comportamento do equipamento em diferentes condições operacionais dentro de seu range de operação.

Os principais parâmetros a serem observados são o *gap*, o ponto de corte, que trata da estabilidade do fracionamento, a vazão de retirada lateral e a razão de refluxo, com o objetivo de alcançar uma boa separação das naftas e que para isso seja consumido o mínimo de energia no processo.

Este trabalho de conclusão é dividido em seis capítulos. No Capítulo 1 é apresentada uma breve introdução do estudo realizado; no capítulo 2 é feita a revisão bibliográfica do processo de destilação; no capítulo 3 é feita a abordagem do estudo de caso onde é especificado a unidade e o equipamento estudado; o capítulo 4 descreve a metodologia aplicada para a análise dos resultados; no capítulo 5 são apresentados os resultados obtidos e por fim no capítulo 6 são feitas as conclusões dos resultados.

## 2 Revisão Bibliográfica

Neste capítulo serão abordados fundamentos teóricos sobre destilação, onde o foco será a destilação fracionada, seguida de abordagens a respeito da modelagem e por fim conceitos de métodos teóricos de análise de consumo energético.

### 2.1 Destilação

A destilação é um dos processos de separação mais utilizados nas indústrias químicas e petroquímicas (Kister, 1992). É uma operação unitária que permite a separação de uma mistura, baseada nas diferenças de volatilidade (pontos de ebulição) entre os seus componentes, em uma corrente rica nos componentes mais voláteis (pontos de ebulição mais baixos) e a outra rica nos menos voláteis (pontos de ebulição mais altos).

Segundo Kister (1992) a história desse processo de separação data desde o século I na Alexandria, no antigo Egito, onde as primeiras aplicações foram na concentração do álcool em fabricação de bebidas. Sabe-se também que a primeira coluna vertical contínua foi desenvolvida em 1813, por Cellier-Blumenthal, na França. Nos primeiros 25 anos do século XX essa passou a ser a técnica de separação mais utilizada passando de simples destilação direta para fabricação de bebidas alcoólicas para destilação fracionada para refinar o petróleo.

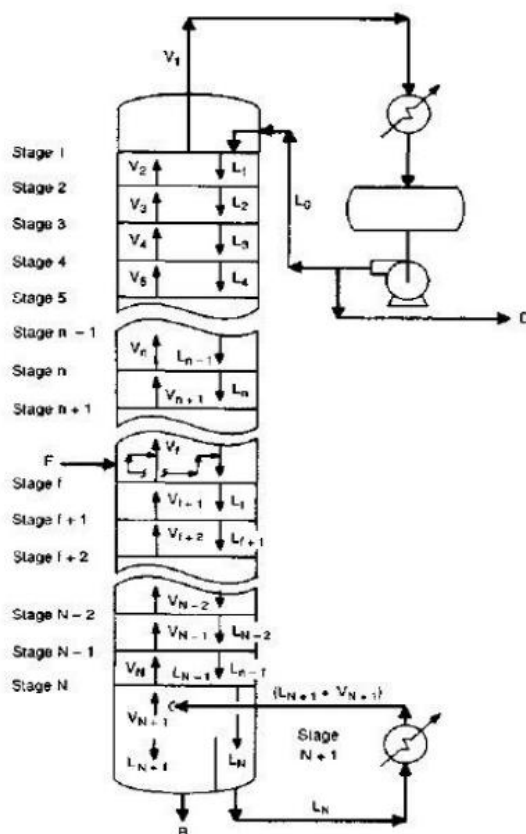
### 2.2 Destilação fracionada

A destilação fracionada é o tipo de separação mais utilizado em indústrias de grande porte (Foust, 1982), na qual se realizam sucessivas vaporizações e condensações que promove a separação das frações de topo (rica nos compostos mais voláteis) e de fundo (rica nos compostos menos voláteis). Em outros tipos de destilação (destilação em bateladas ou do tipo flash) a separação dos componentes da mistura ocorre de maneira imperfeita ou incompleta (Roitman, 2002).

O processo resume-se em alimentar a coluna em um estágio, denominado estágio de alimentação. Em cada estágio o contato íntimo entre o líquido que escoar pelo prato, antes de ir para o prato seguinte, e o vapor que sai do prato anterior é que enriquece o vapor nos componentes mais voláteis e o líquido nos menos voláteis.

O vapor gerado no refeedor percorre a coluna em direção ao topo devido à diferença de pressão ao longo da coluna, enquanto que o líquido condensado no topo é conduzido ao fundo pela ação da gravidade (Müller, 2011).

No topo da coluna, o vapor enriquecido nos componentes mais leves é parcialmente recuperado como destilado (produto de topo) e parte retorna para a coluna como refluxo para uma melhor separação e purificação do produto. No fundo da torre o líquido rico em componentes pesados também é parcialmente retirado como produto de fundo e parte vai para o refeedor e retorna ao processo. A alimentação é feita geralmente em um estágio intermediário entre o topo e o fundo (Müller, 2012). A Figura 2.1 apresenta a estrutura de uma coluna genérica de fracionamento.

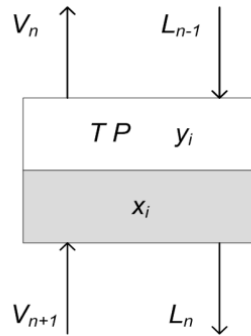


**Figura 2.1:** Representação esquemática dos estágios de equilíbrio de uma coluna de destilação (Extraído de Kister, 1992).

A coluna é dividida em duas seções a partir do prato da alimentação, onde uma situa-se acima do prato, denominada de seção de retificação ou enriquecimento, e a outra abaixo, denominada de esgotamento.

Segundo Kister (1992), o conceito de estágio ideal é utilizado para modelar cada prato (estágio) da coluna fracionadora e representa o equilíbrio de misturas entre as fases líquidas,  $x$ , e vapor,  $y$ , a uma determinada temperatura  $T$  e pressão  $P$ , e possui as seguintes características:

- Opera em estado estacionário e possui uma fase líquida e outra vapor;
- Mistura perfeita entre vapor e líquido;
- Vapor e líquido em equilíbrio ao deixarem o prato.



**Figura 2.2:** Estágio teórico n (adaptado de Kister, 1992)

Em uma coluna de destilação são necessários vários desses pratos, ou estágios, empilhados para alcançar a separação desejada. O número de estágios reais é determinado a partir da eficiência de estágio que relaciona a composição real com a composição no equilíbrio (Müller, 2012).

No equipamento real, as mudanças de concentração geralmente são menores que aquelas previstas no equilíbrio (Henley e Seader, 2006, e Oliveira, 2011) devido à dificuldade de combinação entre tempos de contato e dispersão das fases para cada estágio.

### 2.3 Métodos Teóricos de análise

No procedimento de auditoria de uma coluna de destilação existente, procura-se saber se a recuperação ou a pureza dos produtos podem ser melhoradas, se é possível processar maior quantidade de material, se podem ser diminuídos gastos energéticos, ou se o equipamento pode ser usado em aplicações diferentes (Foust, 1982).

Para uma dada coluna genérica que possui uma vazão de alimentação,  $F$ , com composição da alimentação conhecida,  $z$ , com as vazões de refluxo e de vapor pré-definidas, torna-se possível determinar o estado de cada estágio de separação inclusive o dos produtos na saída da torre.

Os métodos gráficos representam aproximações e considerações não correspondentes aos casos reais, mas proporcionam boas estimativas do efeito dos parâmetros de projeto e operação em relação à qualidade de separação.

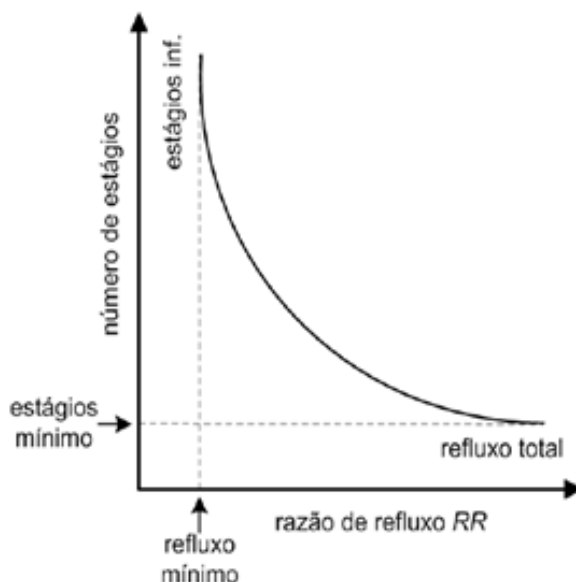
Esses métodos podem se basear no cálculo do número de pratos, como o método de McCabe-Thiele para uma mistura binária, ou em cálculos que envolvem a energia mínima para a separação desejada, como o método de Underwood ou método do  $V_{\min}$ , conforme será detalhado nesse capítulo.

#### 2.3.1 Método de Underwood

Um dos métodos mais utilizados para o cálculo da energia mínima (mínima razão de refluxo) foi proposto por Underwood (1948). A solução desenvolvida considerou constantes a volatilidade relativa e as vazões molares internas para o cálculo da mínima

razão de refluxo na separação de misturas multicomponentes em colunas de destilação simples (Koehler *et.al*, 1995). Embora seja um método com considerações ideais entre líquido e vapor, o mesmo pode ser aplicado a soluções reais como referência.

Este método foi baseado na relação entre a taxa de refluxo com o número de estágios da coluna para uma dada separação como mostra a Figura 2.3.



**Figura 2.3:** Relação entre a taxa de refluxo e o número de estágios para uma separação fixa(adaptado de BAHADORI & VUTHALURU, 2010).

Uma coluna pode apresentar como limites de operação situados entre o mínimo e o máximo de refluxo, para isso foram propostos diversos métodos com correlações simplificadas ou rigorosas (BAHADORI & VUTHALURU, 2010), sendo que os mais conhecidos foram propostos por Underwood.

O conceito de mínimo refluxo é teórico, pois quando atingido chega-se a um número infinito de estágios, assim como em um máximo refluxo chega-se a um número mínimo de estágios.

A primeira consideração de Underwood foi volatilidade relativa constante entre os componentes da mistura,  $i$ , em relação ao componente de maior ponto de ebulição,  $C$ , como mostra a Equação 2.1.

$$\alpha_i = \frac{y_i/x_i}{y_c/x_c} = \frac{K_i}{K_c} \quad (2.1)$$

Onde  $\frac{K_i}{K_c}$  representam as constantes de equilíbrio líquido-vapor dos  $i$  componentes da mistura em relação ao componente  $C$ .

Através dos balanços materiais, global e por componente, e da condição de equilíbrio para as composições das fases, chega-se a Equação 2.2 que relaciona razão de refluxo ( $rr$ ) com a volatilidade relativa,  $\alpha_i$ , para todos os componentes na seção de enriquecimento:

$$\sum_{i=1}^C \frac{\alpha_i x_{D,i}}{\alpha_i - \varphi} = rr + 1 \quad (2.2)$$

Analogamente para a seção de esgotamento utiliza-se um novo parâmetro  $\psi$  e chega-se a Equação 2.3, onde  $s$  é a razão entre o refluxo gerado no refeedor e o produto de fundo, B:

$$\sum_{i=1}^C \frac{\alpha_i x_{B,i}}{\alpha_i - \psi} = -s \quad (2.3)$$

Halvorsen e Skogestad (2000) apresentam propriedades para as “ $N_c$ ” raízes (soluções) das Equações 2.2 e 2.3,  $\varphi$  e  $\psi$  respectivamente, dadas pelas Equações 2.4 e 2.5. Para cada razão de refluxo há um número de soluções para  $\varphi$  e  $\psi$  iguais ao número de componentes da mistura relativas às seções de enriquecimento e esgotamento.

$$\varphi_{N_c} < \alpha_{N_c} < \dots < \varphi_2 < \alpha_2 < \varphi_1 < \alpha_1 \quad (2.4)$$

$$\alpha_{N_c} < \psi_{N_c} \dots < \alpha_2 < \psi_2 < \alpha_1 < \psi_1 \quad (2.5)$$

As raízes da seção de enriquecimento,  $\varphi$ , diminuem quando a vazão de vapor diminui aumentando conseqüentemente as raízes da seção de esgotamento. Quando se utiliza o mínimo consumo de energia, mínimo refluxo, essas raízes,  $\varphi$  e  $\psi$ , coincidem e  $\Theta$  representa a raiz comum entre elas com volatilidades relativas entre os componentes leves e pesados (Müller, 2012, Oliveira, 2011).

Combinando as Equações 2.2 e 2.3 para  $\Theta$  seguida de algumas manipulações algébricas chega-se a Equação 2.6, chamada de Equação de Alimentação (Halvorsen e Skogestad, 2003):

$$\sum_{i=1}^C \frac{\alpha_i x_{F,i}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (2.6)$$

Onde  $q$  representa a fração de líquido na carga (alimentação) definido pela Equação 2.7:

$$q = \frac{h_{v,sat} - h_f}{\Delta H^{vap}} \quad (2.7)$$

Sendo:

- $h_{v,sat}$  é a entalpia de vaporização do vapor saturado;
- $h_f$  é a entalpia de vaporização da alimentação;
- $\Delta H^{vap}$  é a entalpia de vaporização da mistura.

As raízes da Equação 2.6 aplicada à Equação 2.2 permite resolver o sistema de equações linearmente independentes para com isso obter um conjunto de equações linearmente independentes e determinar o mínimo de energia consumida pelo sistema (Müller, 2012, Oliveira, 2011).



Koehler et al. (1995) afirma que é possível utilizar as equações de Underwood em sistemas mais complexos, como por exemplo em colunas com retiradas laterais nas seções de retificação e esgotamento e destilação de sistemas ternárias, para isso é feita considerações e aproximações para adequar o método.

King (1980) apresenta métodos utilizados em conjunto com o método de Underwood para prever a distribuição de composição dos produtos da destilação de misturas ideais.

### 2.3.2 Método de McCabe Thiele

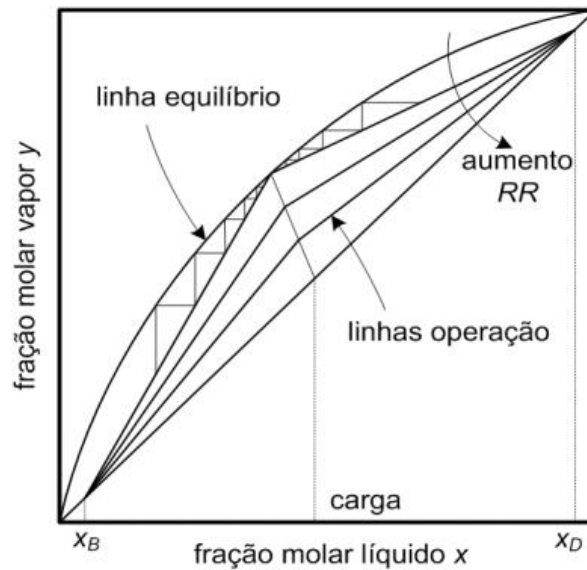
Consiste em um método gráfico publicado por McCabe e Thiele, em 1925, (McCabe e Thiele, 1925) para a determinação do número de pratos, ou estágios de equilíbrio, na destilação de misturas binárias.

Este método é facilmente aplicável quando as linhas de operação são retas, para isso as vazões molares de líquido e vapor não devem variar de um estágio para outro, ou seja, deve ocorrer vaporização molar constante e com isso o balanço de energia deve ser desprezado.

Para que haja vaporização molar constante é necessário fazer as seguintes considerações:

- Calor latente de vaporização igual e constante para os dois componentes;
- Variações desprezíveis dos calores sensíveis e de mistura em comparação aos calores latentes;
- Sistema isolado para não haver perdas significativas de calor;
- A pressão é uniforme ao longo da coluna.

A construção do diagrama é feita traçando-se, no mesmo gráfico, a curva de equilíbrio líquido-vapor para o sistema, e as linhas de operação relativas às seções de enriquecimento (ROL) e esgotamento (SOL), passando da linha de operação à linha de equilíbrio prato a prato como mostra a Figura 2.4.



**Figura 2.4:** Diagrama de McCabe-Thiele para uma separação binária (adaptado de KISTER, 1992)

As linhas de operação foram determinadas pelos balanços de massa em cada seção da coluna, prato a prato, considerando  $n$  pratos acima da alimentação e  $m$  pratos abaixo, como é definido pela Figura 2.2. São conhecidas as vazões e composições da carga, e consideradas constantes a pressão e os fluxos equimolares.

Partindo de um balanço de massa global na coluna:

$$F = D + B \quad (2.8)$$

A definição da razão de refluxo é dada pela Equação 2.9 como sendo a relação das vazões de retirada de produto ( $D$ ) e de refluxo ( $R$ ):

$$rr = \frac{R}{D} \quad (2.9)$$

As Equações 2.10 e 2.11 representam as linhas de operação das seções de enriquecimento (ROL) e esgotamento (SOL), respectivamente, para um estágio genérico:

$$y_{n+1} = \left(\frac{L_n}{V_{n+1}}\right)x_n + \left(\frac{D}{V_{n+1}}\right)x_D \quad (2.10)$$

$$y_m = \left(\frac{L'_{m-1}}{V'_m}\right)x_{m-1} - \left(\frac{B}{V'_m}\right)x_B \quad (2.11)$$

Nessas equações dadas pelo balanço de massa identifica-se como vazões de entrada  $L'_{m-1}$ ,  $V_{n+1}$  e vazões de saída  $L_n$  e  $V'_m$ , com suas respectivas composições,  $x_{m-1}$ ,  $y_{n+1}$ ,  $x_n$  e  $y_m$ , para os estágios genéricos  $n$  e  $m$ .

A inclinação das linhas de esgotamento, enriquecimento é dada pelas Equações 2.12, 2.13, respectivamente, admitindo-se  $L_n=L$ ,  $V_{n+1}=V$ ,  $L'_{m-1}=L'$  e  $V'_m=V'$  devido à consideração de fluxos equimolares.

$$q = \frac{L'-L}{F} \quad (2.12)$$

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{rr}{1+rr} \quad (2.13)$$

A inclinação da linha de alimentação é obtida traçando uma reta que liga a interseção das linhas de operação, a ROL e a SOL, à composição da carga dada pela Equação 2.14:

$$m = \frac{-q}{1-q} \quad (2.14)$$

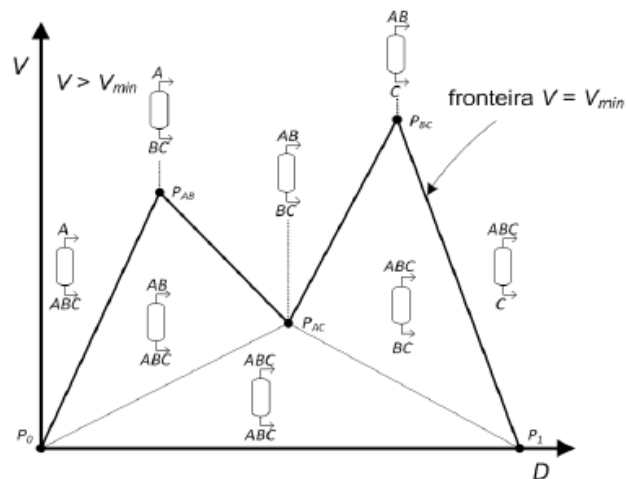
A construção do diagrama de McCabe-Thiele pode, então, ser realizada traçando essas três linhas de operação, como foi mostrado pela Figura 2.4. O traçado começa com uma linha horizontal desde a composição do destilado ( $x_D$ ) até a curva de equilíbrio, e desta traça-se uma linha vertical até a linha de operação, e assim sucessivamente, alternando linhas verticais e horizontais até chegar à composição de produto de fundo ( $x_B$ ).

O diagrama permite relacionar o número de pratos da coluna com a razão de refluxo necessária para a separação e através da influência das inclinações das linhas de operação nesses dois parâmetros. Quanto menor for a razão de refluxo conseqüentemente maior é a inclinação da ROL e mais ela se aproxima da linha de equilíbrio, e ao contrário, quando se utiliza o refluxo total mais próximo da diagonal do diagrama e menor é o número de pratos requerido.

Esse método pode ser aplicado qualitativamente para sistemas multicomponentes. A análise, então, é baseada na volatilidade relativa dos componentes e permite avaliar a relação existente da distância entre a curva de equilíbrio e a diagonal ( $x=y$ ), pois quanto maior essa distância menor é o número de pratos e consumo de energia (menor a razão de refluxo) para determinada separação.

### 2.3.3 Método do $V_{mín}$

Este método permite determinar a demanda energética de qualquer ponto de operação em uma coluna. O diagrama proposto por HALVORSEN E SKOGESTAD (2003) relaciona a distribuição dos componentes da alimentação ao consumo energético para a destilação de um sistema multicomponente, conforme a Figura 2.5.



**Figura 2.5:** Diagrama  $V_{\min}$  para um sistema ternário ABC (adaptado de HALVORSEN E SKOGESTAD, 2003a)

Na Figura 2.5 a fronteira,  $V=V_{\min}$ , indica que a fração vaporizada no fundo da coluna corresponde à mínima necessária para atingir a separação de um sistema ternário A (componente mais volátil), B e C (componente menos volátil). Nas ordenadas representa-se a vazão de vapor por unidade de carga,  $V/F$ , (consumo de energia) e nas abscissas a vazão de destilado por unidade de carga,  $D/F$ , (recuperação dos componentes no produto de topo) (Müller, 2012, Oliveira, 2011).

Assim ao analisar o diagrama da Figura 2.5 percebe-se que quando  $V>V_{\min}$  a vaporização ocorre com excesso de vapor podendo chegar à fronteira, onde  $V=V_{\min}$ , para obter as mesmas composições no produto. Quando  $V<V_{\min}$  o diagrama apresenta regiões poligonais, como AB, ABC e BC, e dentro delas os produtos encontram-se distribuídos e a variação de vapor leva a recuperações diferentes de produtos.

A construção deste diagrama é feita com o uso de derivações de expressões analíticas que partem das equações de Underwood para raízes ativas que apresentam valores de volatilidade relativa entre os valores dos componentes distribuídos. A partir dessas derivações, é construída uma matriz que relaciona as recuperações dos produtos de topo e a vazão de vapor normalizada às composições dos componentes de forma linear.

## 2.4 Curvas de Operação

Os métodos apresentados anteriormente são pouco precisos em análises de operação de colunas reais. Uma forma mais acurada de avaliar o desempenho dessas colunas é através de curvas de operação geradas em simuladores comerciais.

Essas curvas operacionais constituem um método rápido de estudo quando o objetivo é prever o comportamento ou analisar a operação da coluna frente a mudanças operacionais. Isso é possível uma vez que a performance da coluna é obtida a partir de um conjunto de curvas que representam o modo como o equipamento responde à mudanças em suas variáveis de entrada e em todos seus pontos de operação (Oliveira, 2011, apud. Turton 2009).

Em colunas já existentes a melhor alternativa para aproximações dos valores ótimos de consumo de energia é a utilização destas curvas de operação, que envolve curvas de equilíbrio líquido-vapor e balanços de massa e energia, considerando parâmetros específicos do projeto do equipamento e a energia teórica necessária para alcançar a especificação dos produtos.

As curvas de performance são geradas através de simulações para uma dada coluna de um determinado processo, ou seja, não existe curvas genéricas para descrever o comportamento de qualquer coluna, mas sim as curvas específicas que são construídas conforme o projeto. Dessa forma para gerar essas curvas é necessário definir algumas limitações do equipamento, como a temperatura máxima e mínima de operação, pressão de operação, eficiência de cada prato, fator de inundação, carga máxima processada.

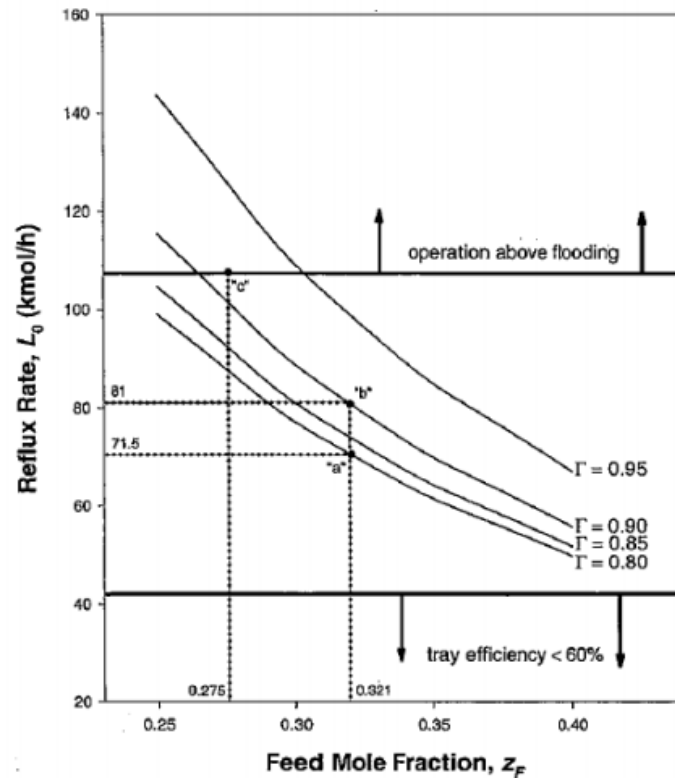
O parâmetro cuja curva representará o desempenho da torre pode ser a recuperação de um componente do produto, pureza das correntes, energia consumida, em termos de utilidades, entre outros. Esse parâmetro é mantido fixo durante as variações das condições de entrada para obtenção das condições de saída, gerando, assim, uma curva (Oliveira, 2011, Müller, 2011).

A Figura 2.6, segundo Turton et. al. (2009), representa a curva de operação para uma coluna de mistura benzeno-tolueno, cuja performance da coluna é dada pela recuperação de benzeno. O gráfico mostra a variação da vazão de refluxo com a fração molar de benzeno na carga conforme o desempenho ( $\Gamma$ ) da coluna. Nesta curva o ponto “a” representa a operação atual da coluna, o ponto “b” representa a melhoria na performance devido o aumento na vazão de refluxo e o ponto “c” é a máxima recuperação de produto diante de modificação na composição da carga (Oliveira, 2011).

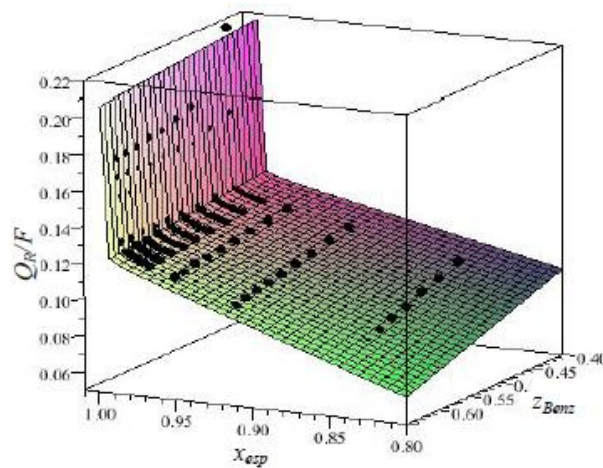
Na Figura 2.7, a carga térmica está relacionada com a vazão total alimentada ( $F$ ). A sua dependência com a especificação de produto e composição da carga pode ser observada na Equação 2.22. Essa curva representa o calor requerido ( $Q_R$ ) em função da composição da carga ( $z_i$ ) e especificação do produto ( $x_{esp}$ ) (Müller, 2011).

$$Q_R = Q_R(F, x_{esp}) \quad (2.15)$$

$$\frac{Q_R}{F} = \frac{Q_R}{F}(z_i, x_{esp}) \quad (2.16)$$



**Figura 2.6:** Curva de performance para uma coluna de destilação benzeno-tolueno (Extraído de Oliveira, 2011, apud. Turton et. al., 2009).



**Figura 2.7:** Calor requerido em função de  $x_{esp}$  no topo e composição da carga  $z_{Benz}$  (Extraído de Müller, 2011)

Esses exemplos de curvas de operação permitem avaliar parâmetros importantes de projetos das colunas frente a possíveis distúrbios no processo. Os resultados gerados por simuladores comerciais permitem avaliar o comportamento dos equipamentos e possibilitam prever o funcionamento e propor otimizações no projeto.

## 2.5 Análise Energética de Colunas em Operação

As torres de destilação já existentes consomem normalmente entre 10 a 20% a mais da quantidade de energia necessária (GLANZ & STCHLMAIR, 1997). WORREL & GALITSKY, (2005), e NEELIS *et al.* (2008) apresentam estudos detalhados sobre o aumento da eficiência em indústrias petroquímicas e refinarias. O objetivo é otimizar as colunas de destilação com baixos custos devido à revisão de procedimentos operacionais frente a alterações nas condições de projeto, assim como, a otimização da razão de refluxo.

### 2.5.1 Adequação das vazões de vapor e de refluxo

A adequação das vazões de refluxo e de vapor pode reduzir os fluxos internos na coluna e a possibilidade de inundação e com isso pode ser possível aumentar a capacidade da unidade. Os valores dos produtos de topo e de fundo e os valores de consumo energético devem ser levados em conta para chegar ao ótimo econômico de produção.

### 2.5.2 Condicionamento da alimentação

O condicionamento da carga (pré-aquecimento) pode reduzir significativamente o consumo de vapor e com isso o gasto energético, mas essa diminuição deverá levar em conta a relação entre as vazões dos produtos de topo e fundo. Quando a maior vazão é no produto de topo, o aumento da temperatura na carga favorece o processo, pois pode ser utilizado menos vapor para vaporizar a corrente de entrada. Esse condicionamento pode ser feito com a própria corrente de fundo ou com um trocador de calor exclusivo.

Quando o condensador (resfriador) opera com sistema que utiliza água de refrigeração isso leva a altos custos para resfriar o produto de topo, neste caso então se torna inviável o pré-aquecimento da carga devido ao maior gasto energético para resfriá-la.

### 3 Estudo de Caso

Neste capítulo será realizada uma breve descrição tanto da unidade quanto da coluna em estudada para posterior aplicação da metodologia de análise baseada na simulação do equipamento.

#### 3.1 Hidrotratamento

Os processos de hidrotratamento consistem em tratar frações de petróleo com hidrogênio, na presença de um catalisador, com o objetivo de melhorar as propriedades de um produto sem alterar fortemente a sua faixa de destilação original. Na Refinaria Alberto Pasqualini (Refap-Petrobras) há duas unidades de hidrotratamento: a unidade de hidrotratamento de diesel (HDT) e a unidade de hidrotratamento de nafta (HDS), ambas com o objetivo de remover enxofre do combustível. Tanto o HDT quanto o HDS é suprido de hidrogênio (H<sub>2</sub>) pela UGH (unidade de geração de hidrogênio), que o produz a partir de gás natural.

#### 3.2 Hidrodessulfurização de Nafta craqueada

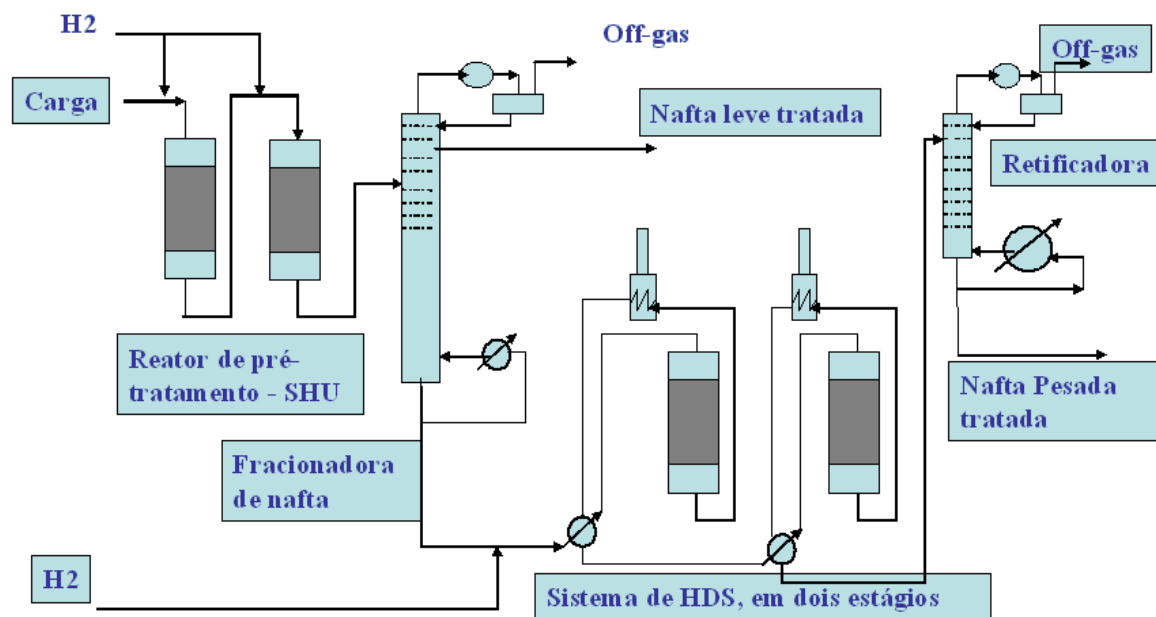
A unidade de hidrodessulfurização de nafta craqueada tem por finalidade a melhoria da qualidade desta corrente pela redução do teor de enxofre e saturação de diolefinas buscando mínima redução do número de octanos (mede a qualidade antidetonante da gasolina). A relevância do processo está no fato da nafta craqueada ser o principal componente na formulação da gasolina automotiva da refinaria.

Para preservar a octanagem do produto, a unidade de HDS de nafta craqueada tem como tecnologia a rota de hidrotratamento seletivo, no qual a dessulfurização é feita com saturação mínima de olefinas, utilizando-se um catalisador seletivo e condições especiais de processamento, para perda mínima do número de octano.

A Figura 3.1 mostra esquematicamente a unidade de HDS. Os reatores de pré-tratamento (reatores de SHU – Seletive Hydrogenation Unit) têm como objetivos principais a hidrogenação seletiva de diolefinas a olefinas e converter espécies leves de enxofre em compostos mais pesados para que, então, sejam separados na fracionadora e enviados para os reatores da seção de HDS.

A seção de HDS, por sua vez, é dividida em dois estágios e tem por objetivo diminuir o teor de enxofre conforme especificação do produto, transformando enxofre orgânico em H<sub>2</sub>S, preservando a octanagem e limitando o consumo de hidrogênio.





**Figura 3.1:** Esquema da Unidade de Hidrotratamento da nafta craqueada.

### 3.3 Torre Fracionadora

Como dito anteriormente a nafta craqueada passa pelos reatores de pré-tratamento (SHU) antes de entrar na torre fracionadora o que gera uma carga que deve ser rica em olefinas, que são compostos com uma dupla ligação que elevam o número de octano do combustível.

A torre, mostrada na Figura 3.2, possui 47 pratos e separa a nafta craqueada em duas correntes, uma chamada de nafta craqueada leve (LCN) que é o produto de retirada lateral e a outra de nafta craqueada pesada (HCN) que sai pelo fundo para ser tratada na seção de HDS. A nafta leve é rica em olefinas e respeita a especificação de enxofre exigida pela legislação ambiental, já a nafta pesada vai para o HDS para retirar o excesso de enxofre presente.



**Figura 3.2:** Torre Fracionadora do HDS- REFAP/PETROBRAS.

No final do processo de hidrotratamento as naftas são novamente misturadas e então é feita a adição de etanol anidro em porcentagem definida pela legislação específica da ANP (Agência Nacional do Petróleo, gás natural e biocombustíveis), compondo assim a gasolina automotiva brasileira.

## 4 Metodologia Aplicada

Neste capítulo será abordada a metodologia de análise da coluna que é baseada nas suas curvas de operação. Essas curvas representam simplificações de dados reais de operação do equipamento, que por questão de sigilo da empresa irão ser normalizados.

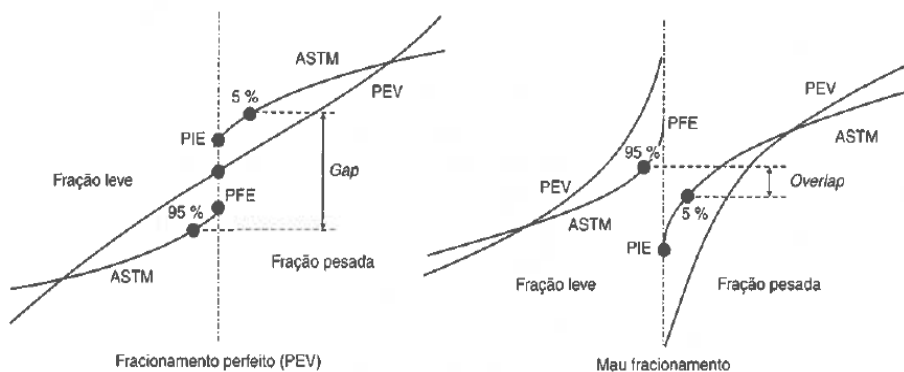
Primeiramente será apresentada uma breve definição de alguns parâmetros importantes de projeto da coluna, como o *gap* e o ponto de corte, pois ambos tratam da qualidade de separação das correntes de nafta geradas pela coluna. Em seguida a simulação é detalhada em termos de variáveis livres e de saída do sistema, para dessa forma avaliar os parâmetros citados anteriormente.

### 4.1 Definição de *gap* e Ponto de Corte

As variáveis de processo mais importantes de uma torre de destilação são a temperatura e a pressão de retirada do produto, pois é essa condição operacional que define o ponto final de ebulição (PFE) da corrente produzida (produto de topo ou retirada lateral), assim como o ponto inicial de ebulição (PIE) da corrente de fundo. Outra variável de grande importância é a razão de refluxo de topo que, quando alterada, para condições fixas de pressão e temperatura de topo, de carga e/ou de fundo, altera também a razão líquido/vapor interna da torre, modificando a qualidade do fracionamento.

A avaliação da qualidade do fracionamento é feita pela comparação das curvas de destilação obtida pelo método ASTM D86 (American Society for Testing and Materials, aplicada em análises de produtos do petróleo) de duas correntes produzidas em regiões sucessivas da torre. Essa comparação é feita através da diferença entre a temperatura de vaporização de 5% (volume) do corte mais pesado e a temperatura de vaporização de 95% do corte mais leve, denominada *gap*. Quando ocorre a sobreposição entre essas duas temperaturas, diz-se que há *overlap* (inversão).

Na Figura 4.1 estão representados o *gap* e o *overlap*, a partir de um determinado ponto de corte PEV, definido como Ponto de Ebulição Verdadeiro, que se constitui como ponto de partida para a determinação dos rendimentos dos derivados do petróleo (Quelhas *et al.*, 2011).



**Figura 4.1:** *gap* e *overlap* em uma torre de fracionamento.

A curva PEV é utilizada para determinar os rendimentos das frações básicas de refino. Portanto, é necessário definir as temperaturas de corte de cada fração, o que é feito para

atender o perfil desejado de produção dos derivados que será a referência quanto aos compostos vaporizados.

A curva PEV é transformada em ASTM- D86 pela seguinte relação dada pela Equação 4.1 (RIAZI, 1979).

$$T_{iPEV} = a_i(T_{iASTM})^{b_i} \quad (4.1)$$

Sendo:

- ✓  $T_{iPEV}$  é a temperatura PEV relativa a porcentagem vaporizada  $i$  a uma atmosfera (K);
- ✓  $T_{iASTM}$  é a temperatura ASTM D-86 relativa a porcentagem vaporizada  $i$  (K);
- ✓  $a_i$  e  $b_i$  são constantes que dependem da porcentagem vaporizada  $i$  (10, 30, 50, 70, 90 e 100%).

A simulação utiliza a curva PEV, que segue o método ASTM D-2892 (destilação do petróleo), para a composição das naftas e converte em ASTM D-86 para o cálculo do *gap*.

O ponto de corte é definido como o ponto médio entre essas temperaturas de corte, o qual deve ser mantido constante ao longo do fracionamento. O *gap* e o ponto de corte são de fundamental importância na avaliação da qualidade da separação, ou seja, quanto maior o *gap* melhor será a separação obtida.

## 4.2 Simulação

A simulação estática do processo foi realizada no software comercial UniSim Design R400 versão 7.2.27 da Honeywell, com os dados operação que foram coletados do sistema disponível na empresa, PI (*Plant Information*<sup>®</sup>), utilizado para analisar e monitorar a operação de plantas industriais.

### 4.2.1 Construção da simulação no UniSim Design

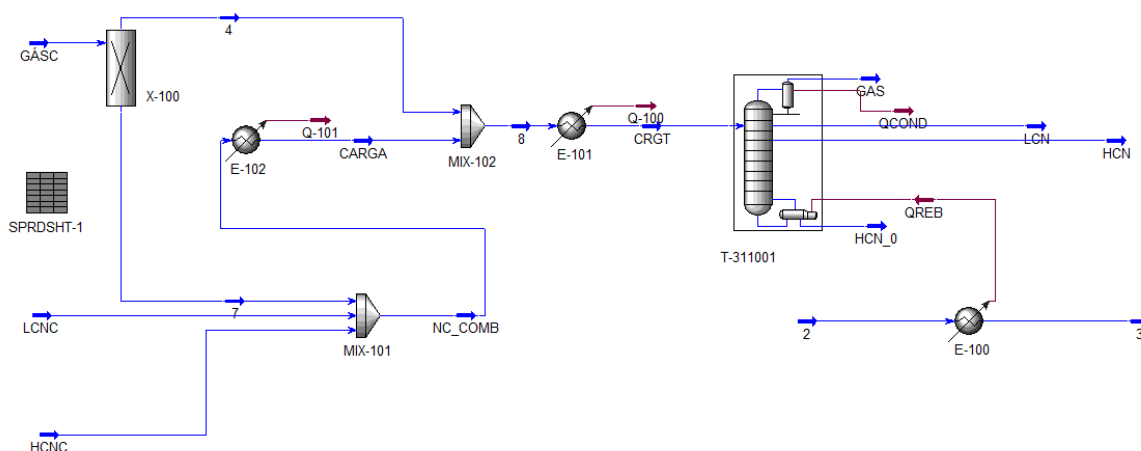
O modelo de destilação utilizado foi o tradicional de múltiplos estágios que envolvem equilíbrio líquido-vapor e que possui um condensador no topo e refeedor no fundo. O condensador total com retirada apenas de gás pelo vaso de topo e o refeedor foi definido como tipo caldeira (Kettle) o qual retorna vapor para o fundo da coluna.

Uma das limitações a dados de composição da carga foi devido à não quantificação do hidrogênio presente na mesma, isso por que as análises laboratoriais que são realizadas analisam a carga antes de entrar no reator e após passar na torre. Assim sendo a preferência por definir a carga como uma mistura dos produtos (correntes de nafta e o gás de purga) é a alternativa para sua especificação.

A composição da carga foi definida por dados laboratoriais desde maio de 2012 a fevereiro de 2013, onde a especificação das correntes de LCN (composto por hidrocarbonetos na faixa do C<sub>4</sub> ao C<sub>6</sub> e por mercaptanos, tiofenos e sulfuretos leves) e HCN (composto por hidrocarbonetos na faixa do C<sub>7</sub> ao C<sub>12</sub> e por tiofenos, enxofres pesados) conforme as curvas de destilação ASTM D-86 e a do gás de purga pelos compostos que o constituem em maior proporção, como o hidrogênio, butanos e butenos.

As variáveis de entrada determinadas foram a composição, pressão e temperatura da carga, a pressão e a temperatura do condensador, a variação de pressão ao longo da coluna, o número de pratos, a localização da alimentação e das retiradas de topo e fundo e a pressão de fundo.

A simulação contém um pré-aquecedor da carga antes de entrar na torre para que a mesma atinja a temperatura de operação, o refeedor também possui um trocador que recebe vapor de alta nas condições de operação para promover a troca de calor necessária para aquecer a corrente de HCN na saída da torre. A Figura 4.2 mostra o fluxograma da simulação construída.



**Figura 4.2:** Flowsheet criado no UniSim Design da simulação feita.

As propriedades termodinâmicas necessárias foram obtidas através da equação de estado de Peng-Robinson que é aplicado em compostos de hidrocarbonetos na fase líquida e vapor o qual não apresenta restrições de temperatura e pressão permitindo assim a resolução dos balanços e a geração dos resultados.

#### 4.2.2 Análise da Sensibilidade

A simulação permite, a partir do modelo da coluna, a obtenção dos resultados frente a distúrbios nas variáveis de operação. As variáveis modificadas foram, respectivamente, a carga térmica do refeedor ( $Q_{reb}$ ) e a temperatura da carga ( $T_F$ ) para as diferentes vazões de carga. Os resultados gerados foram as curvas de performance da coluna frente a influência desses distúrbios na razão de refluxo, na qualidade de fracionamento (*gap*), na vazão de retirada lateral (LCN) e no ponto de corte (PC), buscando o ótimo de operação para o mínimo gasto de energia.

As variáveis especificadas foram a composição, vazão e pressão da carga, a temperatura e pressão do condensador, a variação de pressão ao longo da coluna, a temperatura do prato 12.

## 5 Resultados

Neste capítulo serão discutidos os resultados obtidos pelo modelo da torre fracionadora, construído no UniSim Design, a fim de obter as curvas características do equipamento para dessa forma fazer comparação com os dados reais e com isso propor alternativas na busca da minimização do uso de energia.

### 5.1 Especificação das variáveis de entrada

Por questão de sigilo industrial não serão abordados valores de processo. A Tabela 5.1 mostra a simbologia utilizada para cada variável de entrada usada para definir o modelo.

**Tabela 5.1:** Dados para a construção do modelo.

Variável	Símbolo
Número reais de pratos	N
Espaçamento entre os pratos	E
Vazão volumétrica da Carga	$V_x$
Temperatura da Carga	$T_F$
Pressão da Carga	$P_F$
Temperatura do condensador	$T_C$
Pressão do Condensador	$P_C$
Queda de Pressão ao Longo da Coluna	DP
Prato de Alimentação	$N_F$
Prato de Retirada Lateral	$N_{LCN}$
Temperatura do Prato 12	$T_{12}$

Entre esses parâmetros citados na Tabela 5.1 destaca-se a temperatura do prato 12. Esta temperatura é controlada na planta para manter o ponto de corte entre as retiradas de LCN e HCN o mais constante possível frente a variações na unidade de forma a manter a quantidade de enxofre em cada corrente constante. O controlador de temperatura provoca variação na vazão de retirada lateral. Quando a retirada de LCN aumenta ocorre o aquecimento da parte superior da torre e diminui a vazão de refluxo para a coluna e assim controlando a temperatura nesse estágio.

Os erros gerados pela validação da simulação para as diferentes condições de operação são apresentados pela Tabela 5.2. A vazão foi o índice de performance que varia desde a vazão de projeto ( $V_1$ ) do equipamento até a vazão máxima ( $V_4$ ) programada para a ampliação da capacidade da unidade.

**Tabela 5.2:** Erros percentuais gerados pelos dados da simulação quando comparados a dados reais.

Vazão de Carga	ERRO%			
	V1	V2	V3	V4
Vazão de Refluxo	0,6	-10,6	-6,5	-4,1
T LCN	2,55	-3,47	-3,94	-2,37
T HCN	-1,79	-3,12	-4,71	-7,36
<i>gap</i>	12,31	25,40	15,49	-3,53
Vazão LCN	7,08	-0,71	-2,81	-7,08
Vazão HCN	0,07	0,34	1,21	2,69
RR <sub>esp</sub>	1,41	-10,59	-6,51	-3,90

É perceptível a relação entre a vazão de refluxo e as vazões de carga, ou seja, o erro cresce à medida que ocorre um aumento nas vazões isso acontece devido a não linearidade da planta. Esses testes de carga na planta real foram feitos nos meses de outubro a novembro.

## 5.2 Curvas de Performance

As curvas de performance foram geradas com o intuito de melhorar a avaliação do comportamento do equipamento frente a modificações nas condições de operação e dessa forma foi possível avaliar parâmetros como o *gap*, ponto de corte, vazões de retirada lateral e razão de refluxo.

### 5.2.1 Variação da Carga Térmica no Refervedor

O primeiro distúrbio causado foi no fornecimento, em kg/h de vapor d'água, para o aquecimento da corrente de fundo (HCN), onde parte deve retornar para a coluna para a separação. Essa quantidade tem um limite de operação e foi baseado nesse princípio que os resultados foram gerados. Para isso foram especificadas a temperatura de entrada da alimentação, a temperatura e pressão do condensador, a variação de pressão ao longo da coluna, a temperatura do prato 12 e por fim a eficiência dos pratos.

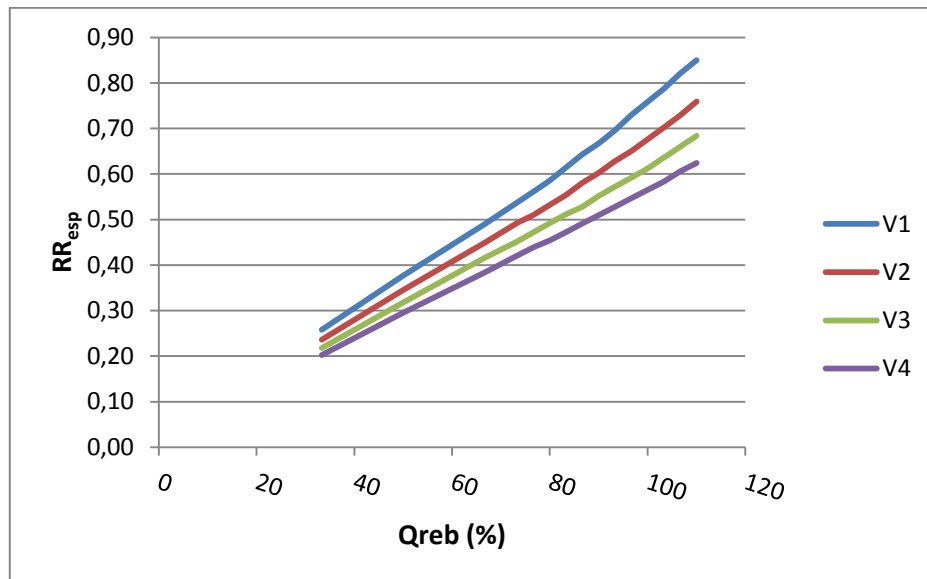
O fornecimento de calor do refervedor causa um aumento na razão de refluxo, como mostra a Figura 5.1, este aumento causa um maior refluxo interno na torre e consequentemente um aumento no refluxo produzido no topo.

Essa razão de refluxo (RR<sub>esp</sub>) é calculada da maneira como o especificado pelo fabricante do equipamento e aplicado como fator de análise na refinaria, o qual possui um valor normal de operação, conforme a equação.

$$RR_{esp} = \frac{R}{V} \quad (5.1)$$

Onde:

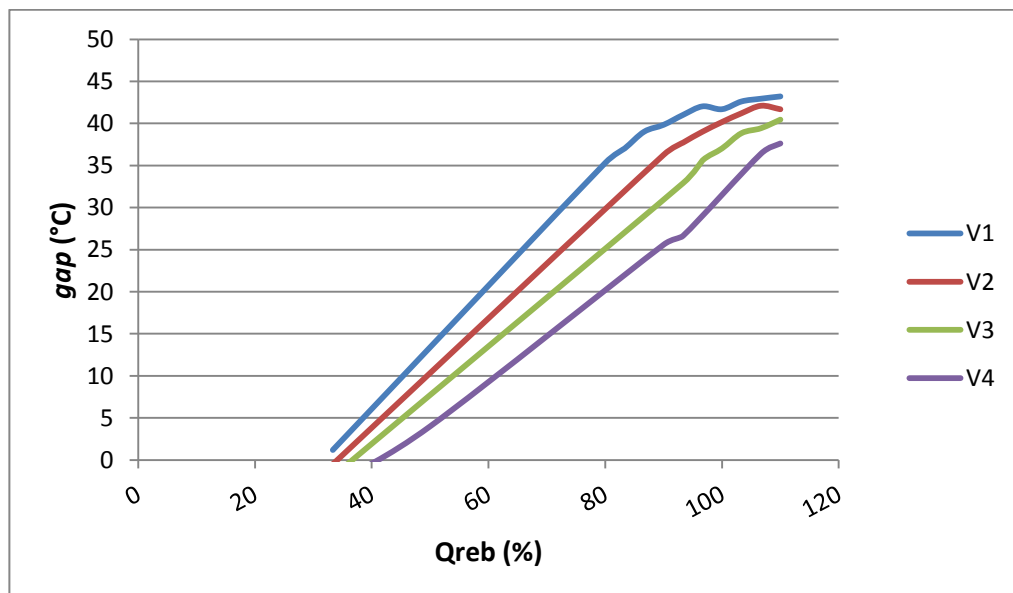
- ✓ R é a taxa volumétrica do refluxo;
- ✓ V é a vazão de Alimentação.



**Figura 5.1:** Variação da  $RR_{esp}$  com o aumento do  $Qreb$  para as diferentes vazões.

A variação do  $Qreb$  causou um aumento gradual na qualidade de separação por que como o refluxo interno é maior, as fases tem um maior contato íntimo, favorecendo assim a separação. A maior vazão precisará de mais calor no fundo da coluna por que mais energia ela precisará para chegar ao mesmo *gap*.

A coluna real opera com um *gap* mínimo de 30°C, esse *gap* mínimo é a diferença mínima entre as temperaturas de corte dos produtos que o equipamento deve fornecer então em  $V_1$  a quantidade de energia necessária para um bom fracionamento é menor que a necessária para  $V_4$  conforme a Figura 5.2.

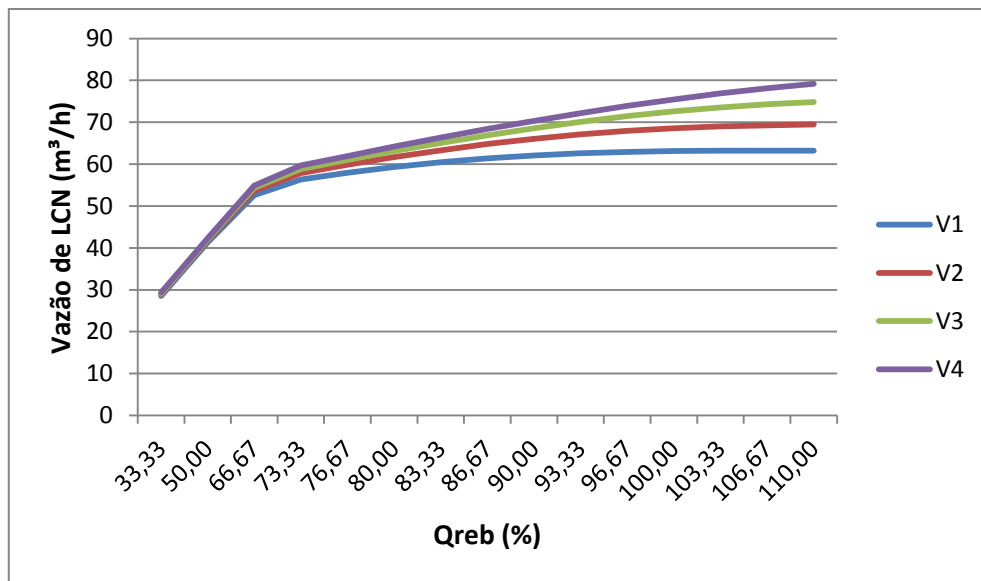


**Figura 5.2:** Variação do *gap* com o  $Qreb$ .

A Figura 5.3 mostra que a vazão de retirada lateral cresce até certo valor e estabiliza. Isto ocorre porque a temperatura do prato 12 é mantida constante. Para determinada temperatura a quantidade de LCN que pode ser retirada é limitada.

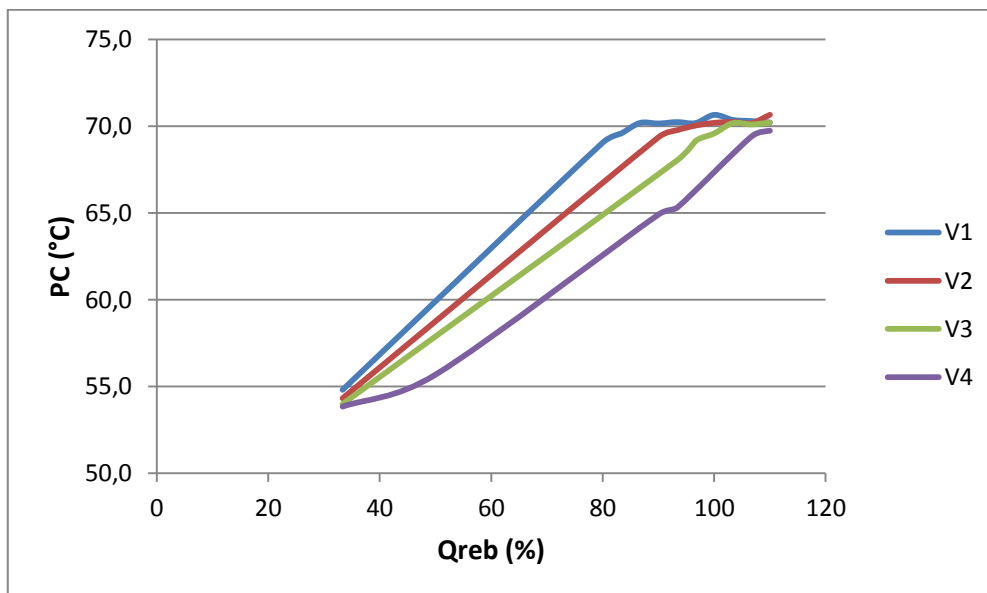


Se a vazão de carga é maior conseqüentemente maior será a vazão de retirada lateral.



**Figura 5.3:** Variação na vazão de retirada lateral (LCN) com o Qreb.

O ponto de corte é um dos parâmetros que assim como o *gap* quantificam e qualificam a separação das naftas, portanto ele varia com o Qreb pelo mesmo motivo que o *gap* varia: aumenta devido a um melhor contato entre as fases, maior troca térmica e mais compostos volatilizam. A Figura 5.4 mostra que à medida que aumenta a vazão diminui o ponto de corte das separações para uma mesma quantidade de calor fornecida por que é preciso mais energia para a mesma separação desejada.



**Figura 5.4:** Variação do ponto de corte com o Qreb.

### 5.2.2 Variação da Temperatura da Carga

Foram testados diferentes valores para temperatura de carga, utilizando para isso o mínimo de carga térmica do refeedor.

O aumento na  $RR_{esp}$  com o aumento na temperatura da carga, como mostra a Figura 5.5, indica que mesmo no caso onde o gasto de utilidades é mínimo é possível operar com altas taxas de refluxo, isso porque maior é a troca térmica no topo da coluna causando uma diminuição da energia requerida no fundo para vaporizar e com isso mais líquido retorna para a coluna, o que prejudica a vaporização na corrente de fundo que opera com o mínimo de vapor. Como estamos trabalhando com o mínimo vapor no refeedor, a quantidade de energia fornecida é a mesma, portanto o refluxo é maior na menor vazão.

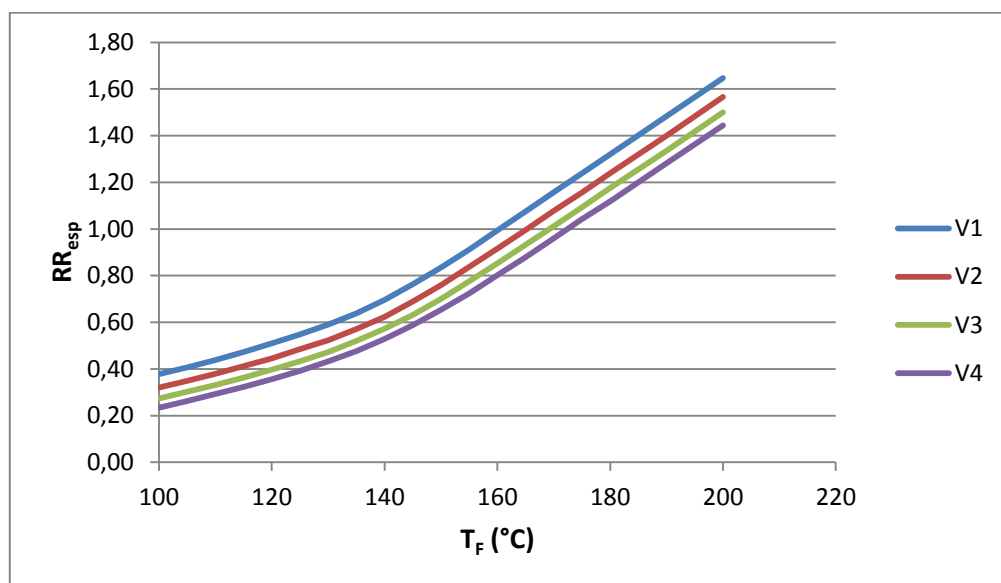
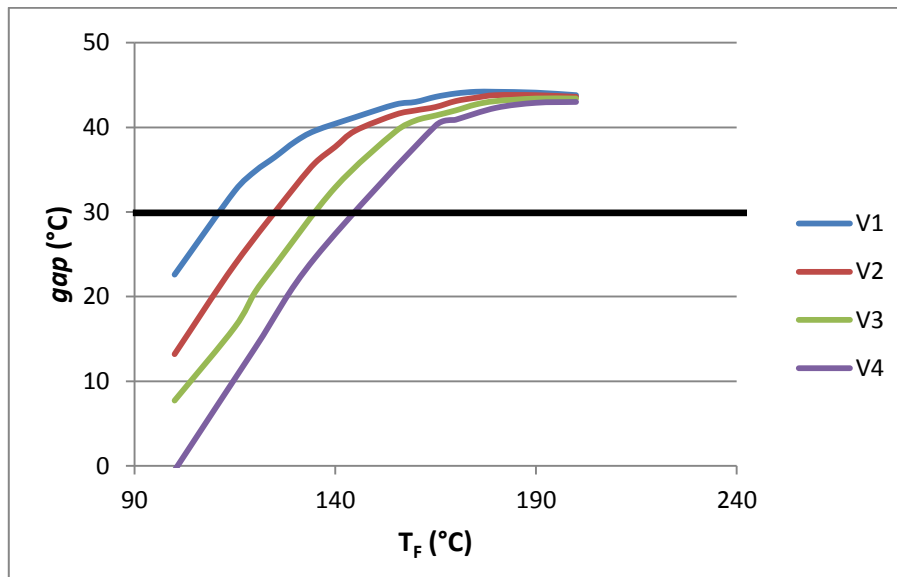


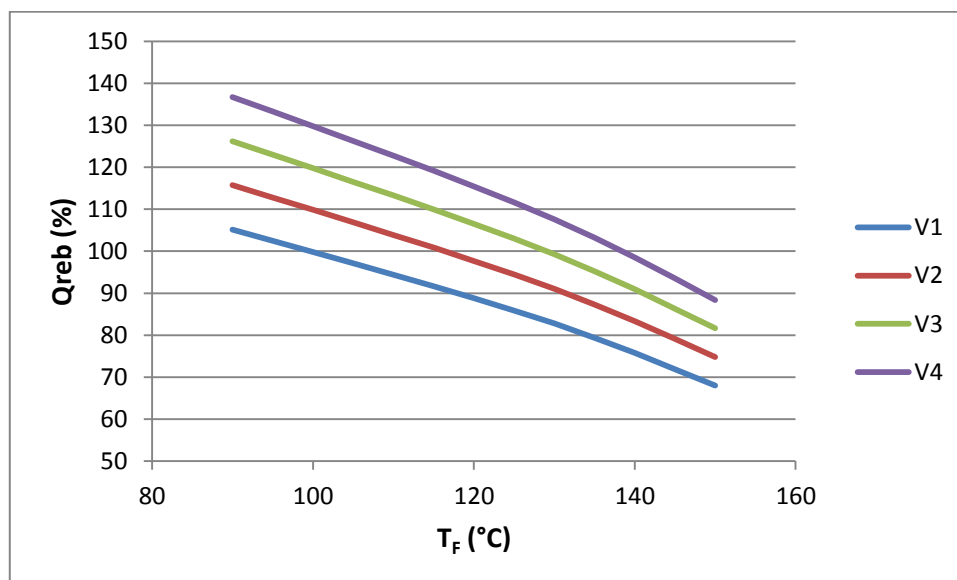
Figura 5.5: Variação da  $RR_{esp}$  com a  $T_F$ .

O *gap*, conforme a Figura 5.6, apresenta um aumento significativo com a temperatura de entrada da carga até que começa a estabilizar em um valor limite que ocorre quando a nafta que está no fundo da torre não recebe mais a energia suficiente para vaporizar e, portanto a corrente de fundo (HCN) aumenta e a separação diminui. Para chegar ao valor mínimo do *gap* é preciso diferentes temperaturas para cada vazão de carga avaliada. Quanto menor a vazão menor é a temperatura necessária para o mínimo de separação das correntes.



**Figura 5.6:** Variação do *gap* com a  $T_F$ .

A Figura 5.7 apresenta a relação entre a vazão de vapor e a temperatura de carga, onde foram avaliados para um *gap* mínimo. O consumo de vapor diminui à medida que a carga vai sendo aquecida e essa diminuição é menor à medida que aumenta a vazão. Como a torre está operando em um fracionamento fixo das correntes o aumento de uma das variáveis causa a diminuição da outra, e isso indica que a planta pode operar em condições mais econômicas para obter um mesmo produto.



**Figura 5.7:** Relação entre  $Q_{reb}$  e a  $T_F$ .

A Figura 5.8 mostra o impacto da temperatura de alimentação na vazão de retirada lateral. A vazão de LCN chega a um valor máximo e após começa a decair, visto que quanto mais quente chega a carga na torre mais difícil é para vaporizar o fundo, por que o calor no refeedor é o mesmo, o que gera uma maior vazão no produto de fundo.

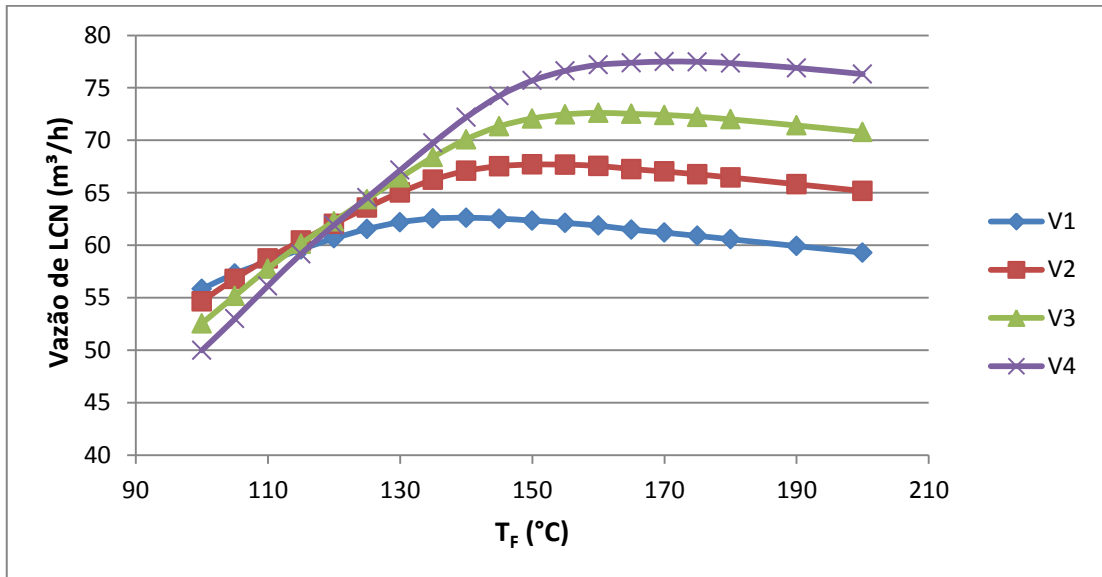


Figura 5.8: Variação da retirada lateral com a  $T_F$ .

## 6 Conclusões e Trabalhos Futuros

O objetivo do trabalho foi avaliar as curvas operacionais geradas para adequar o mínimo uso energético à qualidade de separação. A simulação feita no UniSim Design da torre fracionadora da Unidade de Hidrodessulfurização de nafta craqueada situada na Refinaria Alberto Pasqualini- Refap/Petrobras, permitiu avaliar possíveis mudanças em seus pontos de operação a fim de avaliar respostas do equipamento com a ampliação da unidade.

Como mostram os resultados através das curvas de operação do equipamento, o perfil das curvas não varia para as diferentes vazões de carga avaliadas, mas sim as condições em que operam ficam mais restritas. Operar com altas vazões causa uma dificuldade maior de atingir a separação mínima, mas com a adequação das variáveis de entrada, como por exemplo, a temperatura de carga, a vazão e a carga térmica do refulvador em condições específicas de pressão e temperatura é possível chegar ao ótimo operacional.

O *gap* variou tanto com a temperatura da carga quanto com a carga fornecida no refulvador, isso por que mais energia é fornecida ao sistema em ambos os casos o que favorece o refluxo interno e o contato entre as fases. Cabe salientar que o aumento nas vazões de carga causaram modificações quanto à necessidade energética, ou seja, para a vazão de projeto o consumo energético para uma mesma separação é menor quando comparados à vazão máxima.

A razão de refluxo aumenta independente de qual modificação, mas atinge valores maiores quando se trata do condicionamento da carga. Isso por que mais é produzido no topo e menos calor é fornecido no fundo para um mesmo fracionamento, pois o refulvador opera em carga mínima de energia, e isso aumenta o refluxo externo no topo.

Conclui-se que quanto maior o *gap* a ser atingido, mais energia é preciso para o sistema, e a recíproca também é verdadeira, então melhorar o fracionamento não depende apenas do equipamento, mas sim das condições operacionais que forneço para tal separação.

Para trabalhos futuros torna-se imprescindível a análise da influência dessas variações operacionais em fatores como concentração de enxofre e octanagem do combustível.

## 7 Referências

- BAHADORI, A.; VUTHALURU, H. B. Simple Equations to correlate theoretical stages and operating reflux in fractionators. *Energy*, v. 35, p. 1439-1446, 2010.
- CADORE, Igor. Eficiência de Torres de Destilação. Trabalho de conclusão de graduação. UFRGS, Porto Alegre, 2011.
- FOUST, A. S. WENZEL, L. A. CLUMP, C. W. MAUS, L.; ANDERSEN, L. B. Princípios das Operações Unitárias. 2 ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982. p. 11-15, 65-67, 74-77.
- GLANZ, S.; STICHLMAIR, J. Minimum energy demand of distillation columns with multiples feed. *Chemical Engineering Technology*, v. 20, p. 93-100, 1997.
- HALVORSEN, I. J.; SKOGESTAD, S. Minimum Energy Consumption in Multicomponent Distillation. 1.  $V_{\min}$  Diagram for a Two-Product Column. *Ind. Eng. Chem. Res*, v. 42, p. 596-604, 2003a.
- HALVORSEN, I. J.; SKOGESTAD, S. Theory of Distillation, In: WILSON, I. *Encyclopedia of Separation Science*, 1ª ed, Academic Press, Oxford, 2000.
- KING, C. J. Separation Processes. 2. ed. New York: McGraw-Hill, Inc., 1980.
- KISTER, H. Distillation Design. 1. ed. New York: McGraw-Hill, Inc., 1992.
- KOEHLER, J.; POELLMANN, P.; BLASS, E. A Review on Minimum Energy Calculations for Ideal and Nonideal Distillations. *Ind. Eng. Chem. Res.*, V. 34, p. 1003-1020, 1995.
- LUYBEN, W. L. *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*. Hoboken John Wiley & Sons, Inc., 2006. p. 27-41.
- MCCABE, W. L. THIELE, E. W. *Graphical Design Fractionating Columns*. Industrial and Engineering Chemistry, v. 17, p. 605-611, 1925.
- MÜLLER, Gustavo H. Determinação de Curvas de Operação em Colunas de Destilação baseadas na Energia Requerida. Artigo Científico. UFRGS, Porto Alegre, 2011.
- MÜLLER, Gustavo H. Energia requerida para a separação como ferramenta de otimização operacional e controle de colunas de destilação. Dissertação de Mestrado. UFRGS, Porto Alegre, 2012.
- NEELIS, M.; WORREL, E.; MASANET, E. *Energy efficiency Improvement and Cost Saving Opportunities For Petrochemical Industry*, An ENERGY STAR, Ghide for Energy and Plant Managers, 2008.
- OLIVEIRA, L. F. Desenvolvimento de Curvas Operacionais para uma Coluna Despentanizadora. Trabalho de conclusão de graduação. UFRGS, Porto Alegre, 2011.
- RIAZI, M. R. Prediction of thermophysical properties of petroleum fractions, Ph. D. Thesis, Department of Chemical Engineering, The Pennsylvania State University, University Park, 1979.

ROITMAN, V. Curso de Formação de Operadores de Refinaria - Operações Unitárias. Curitiba, 2002.

SEADER, J. D.; HENLEY, E. J. *Separation Process Principles*. 2. ed. Hoboken: John Willey & Sons, Inc., 2006. p. 252-257, 344-352.

TURTON, R. BAILIE, R. C. B. WHITHING, W.; SHAEIWITZ, J. A. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. 3. ed. Boston: Pearson Education, Inc., 2009. p. 548-586.

UNDERWOOD, A. J. V. *Fractional Distillation of Multicomponent Mixtures*. Chem. Eng. Prog., 44, p. 603-614, 1948.

WORREL, E.; GALITSKY, C. *Energy efficiency Improvement and Cost Saving Opportunities For Petroleum Refineries*, An ENERGY STAR, Ghide for Energy and Plant Managers, 2005.

QUELHAS, A. D.; PASSOS, C.N.; LAGE, D.F.S.; ABADIE, E.; SOUSA, E.C.M.; CORDEIRO, F.G.; KRAHL, I.M.; FARAH, M.A.; ARAÚJO, M.A.S.; BRASIL, N.I.; CAMARGO, P.R.C.; PINTO, R.R.C. *Processamento de Petróleo e Gás: Petróleo e seus derivados, processamento primário, processos de refino, petroquímica, meio ambiente*. Rio de Janeiro: LTC, 2011.