



UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA

RODRIGO PASCHOAL BOTELHO

**OTIMIZAÇÕES ENERGÉTICAS NA CADEIA DE ÓLEOS
BÁSICOS DE UMA REFINARIA**

FORTALEZA
2010

RODRIGO PASCHOAL BOTELHO

**OTIMIZAÇÕES ENERGÉTICAS NA CADEIA DE ÓLEOS
BÁSICOS DE UMA REFINARIA**

Monografia submetida à coordenação do curso de graduação em Engenharia Química da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Área de concentração: Petróleo, Refino

Orientador: Prof. Dr. João José Hiluy Filho

Co-Orientador: Prof. MSc. Francisco Murilo Tavares Luna

FORTALEZA
2010

RODRIGO PASCHOAL BOTELHO

OTIMIZAÇÕES ENERGÉTICAS NA CADEIA DE ÓLEOS BÁSICOS DE UMA REFINARIA

Monografia submetida à Coordenação do Curso de Engenharia Química da Universidade Federal do Ceará como exigência parcial para a obtenção do grau de bacharel em Engenharia Química.

Aprovada em ___/___/_____

BANCA EXAMINADORA

Prof. João José Hiluy Filho (Orientador)
Universidade Federal do Ceará - UFC

Prof. Francisco Murilo Tavares Luna (Co-orientador)
Universidade Federal do Ceará - UFC

Prof. Fabiano Fernandes
Universidade Federal do Ceará - UFC

DEDICATÓRIA

A minha mãe Kátia
Ao meu pai Adriano
A minha irmã Karine
A Camila Martins
Aos Malveira Ary
A minha turma da UFC

AGRADECIMENTOS

A Deus por sua magnitude.

A Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES), pela brilhante oportunidade de participar do programa de intercâmbio BRAFITEC (Brasil France Ingénieurs Technologie), o qual possibilitou a agregação de importantes valores pessoais e profissionais.

A ExxonMobil, pelo receptivo e amigável ambiente concebido e principalmente por sempre confiar em meu trabalho.

A minha família pelo apoio em todas as minhas escolhas profissionais e por me dar boas condições para estudar e trabalhar.

A família Malveira Ary pelo suporte, sobretudo no período de 2009.2 a 2010.1, quando estive na França durante um ano da graduação.

A minha namorada Erica D. Malveira Ary pelo carinho e confiança incondicionais.

Ao meu orientador Prof. Hiluy pelas oportunidades que me foram confiadas e pela amizade construída.

Aos Professores Murilo e Fabiano, por me ajudarem e avaliarem meu trabalho com paciência e dedicação.

A minha turma da UFC, “Mistura Perfeita”, que soube muito bem conviver com as diferenças para formar um grupo unido e amigo de engenheiros.

“Quem anda direito cai raramente.”

Leonardo Da Vinci

RESUMO

A cadeia produtora de óleos básicos fornece o insumo principal para as indústrias de lubrificantes, óleos motor, óleos de resfriamento e até de produtos farmacêuticos. O óleo básico requer um forte refino, que se sucede em 3 unidades principais: Extração, Desparafinação e Hidrotratamento. Sua produção é portanto de alto custo, porém possui um bom valor agregado. Tendo em vista o atual contexto de crise na Europa, buscam-se economias de utilidades industriais para reduzir os custos operacionais e, assim, favorecer o balanço orçamentário da refinaria. Na unidade de Extração, foi otimizado o consumo de gás combustível nas fornalhas. Na Desparafinação e no Hidrotratamento, foi reduzido o consumo de vapor. As modificações propostas visam manter o produto final dentro das especificações do mercado, porém com um custo de produção otimizado.

Palavras-chave: Óleos básicos. Refino. Otimização. Utilidades industriais.

ABSTRACT

The basestock oils provide the main input for the manufacture of lubricants, motor oils, cooling oils and even pharmaceutical products. The base oil requires a strong refining, which happens in three main units: Extraction, Dewaxing and Hydrotreating. Its production is costly, but has a good value. Given the current context of crisis in Europe, refineries are looking for economies of industrial utilities to reduce operating costs and thus promote their budgets. In the Extraction unit, the consumption fuel gas in furnaces was optimized. In the Dewaxing and Hydrotreating, steam consumption was reduced. The proposed changes aim to keep the final product within the commercial specifications, but with an optimized cost of production.

Keywords: Base oils. Refining. Optimization. Industrial utilities.

RÉSUMÉ

La chaîne des huiles de base fournit les principaux intrants pour la fabrication de lubrifiants, huiles moteur, huiles de refroidissement et même des produits pharmaceutiques. L'huile de base passe par un fort raffinage, qui se déroule en trois unités principales: Extraction, Déparaffinage et Hydrotraitement. Cette production est très coûteuse, mais les produits et sous-produits ont une bonne valeur ajoutée. Étant donné le contexte actuel de crise en Europe, des économies d'utilités industrielles sont recherchées pour réduire les coûts opérationnels et ainsi favoriser le budget de la raffinerie. A l'Extraction, la consommation de fuel gaz dans les fours a été optimisée. Dans le Déparaffinage et l'Hydrotraitement, la consommation de vapeur a été réduite. Les modifications proposées visent à maintenir le produit final dans les spécifications du marché, mais avec un coût de production optimisé.

Mots-clés: Huiles de base. Raffinage. Optimisation. Utilités industrielles.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Destilação atmosférica e destilação a vácuo.....	16
Figura 2 – Cadeia de óleos básicos.....	19
Figura 3 – Extração a NMP.....	21
Figura 4 – Fluxograma de uma unidade de Extração a NMP.....	22
Figura 5 – Fluxograma de uma unidade de Desparafinação Dilchill.....	24
Figura 6 – Fluxograma da seção de purificação do óleo.....	25
Figura 7 – Fluxograma de uma unidade de Hidrotratamento.....	27
Figura 8 – Equipamentos da Extração a NMP envolvidos na otimização.....	31
Figura 9 – Resultados do último teste na Extração.....	33
Figura 10 – Equipamentos da Desparafinação envolvidos na otimização.....	35
Figura 11 – Resultados do último teste realizado na Desparafinação.....	37
Figura 12 – Coluna de <i>stripping</i> no Hidrotratamento.....	39
Figura 13 – Resultados do último teste realizado no Hidrotratamento.....	40

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Famílias de hidrocarbonetos e suas influências nas propriedades do lubrificante	17
Tabela 2 – Classificação API de óleos motores.....	18
Tabela 3 – Vantagens da NMP em relação ao Furfural	20
Tabela 4 – Vantagens do MIBK em relação ao Tolueno	23
Tabela 5 – Quadro-resumo dos objetivos do hidrotreatamento	26
Tabela 6 – Tipos de hidrotreatamento	26
Tabela 7 – Efeitos em cadeia na Extração a NMP.....	32
Tabela 8 – Calor específico e densidade da corrente de extrato com NMP.....	34
Tabela 9 – Resultados do último teste realizado na Desparafinação	38
Tabela 10 – Resultados do último teste realizado no Hidrotreatamento	41

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	13
1.1 Objetivos	14
2 REFINO DO PETRÓLEO	14
2.1 Destilações	15
2.2 Caracterização do lubrificante	16
2.3 Cadeia de óleos básicos	18
2.4 Extração de aromáticos a NMP	20
2.5 Desparafinação a MIBK e MEK	22
2.6 Hidrotratamento	26
3 OTIMIZAÇÕES ENERGÉTICAS	29
3.1 Extração	30
3.1.1 Metodologia utilizada.....	30
3.1.2 Resultados obtidos	33
3.1.3 Estimativa da economia no processo	34
3.2 Desparafinação.....	35
3.2.1 Metodologia utilizada.....	35
3.2.2 Resultados obtidos	37
3.2.3 Estimativa da economia no processo	38
3.3 Hidrotratamento	39
3.3.1 Metodologia utilizada.....	39
3.3.2 Resultados obtidos	40
3.3.3 Estimativa da economia no processo	41
CONCLUSÕES.....	42
REFERÊNCIAS.....	43
ANEXOS	45

1 INTRODUÇÃO

Apesar da constante inserção e procura de fontes alternativas de energia, a principal matriz energética mundial ainda é o petróleo e, segundo Weigman (2007), continuará sendo até que haja restrição de oferta. Porém, após o protocolo de Kyoto, a consciência ambiental se faz cada vez mais presente, o que reflete diretamente nas leis e no mercado dessa fonte de energia.

Na Europa e nos Estados Unidos, uma série de acontecimentos marca 2010 como um ano economicamente difícil no setor. Em Fevereiro, houve o fechamento da refinaria de Dunkerque, da companhia petrolífera francesa Total. O fechamento aconteceu devido a uma queda sensível no consumo de gasolina na França nos últimos anos. Em Abril, o naufrágio da plataforma Deepwater Horizon acarretou um vazamento de 2,3 a 4,5 milhões de barris de petróleo no Golfo do México, segundo a Agência Internacional de Energia. A British Petroleum, BP, responsável pelo vazamento, afirmou já ter gasto US\$ 11 bilhões em resposta ao acidente.

Enquanto isso, países da Ásia e do Oriente Médio estão investindo fortemente no setor. Os megacomplexos petroquímicos erguidos no Oriente Médio e na Ásia ampliaram a participação dessas regiões de 36% em 1999 para 49% em 2009, enquanto EUA e Europa assistiram sua participação cair de 52% para 39%, segundo Bosco (2010). Além disso, após a descoberta de novas bacias de petróleo no Brasil, a Petrobras aponta imensos investimentos na exploração *offshore*.

Para que as refinarias européias e americanas mantenham-se competitivas, medidas estratégicas vêm sendo tomadas. Uma delas é a redução do custo operacional. Quanto menor o consumo de energia em certo processo, menor será o seu custo operacional. Mantido constante o preço do produto final, essa é uma boa estratégia para aumentar o lucro e poder se manter no mercado.

Na indústria, a energia é também contabilizada pelo consumo de utilidades industriais, já que há um dado gasto energético para as suas produções. O gasto em utilidades industriais como o vapor, os combustíveis, o nitrogênio e a água é diariamente acompanhado.

Através do conhecimento do processo de refino, mudanças podem ser aplicadas em uma unidade *vis-à-vis* de uma diminuição do consumo de uma utilidade industrial sem alterar a qualidade do produto final. Em outras palavras, pode-se otimizar o consumo energético.

O presente trabalho é um estudo de caso dentro de uma refinaria multinacional na França que mostra três proposições de otimização energética aplicadas na planta industrial.

As unidades estudadas constituem o cerne da cadeia de óleos básicos da refinaria: Extração de aromáticos a NMP, Desparafinação a MIBK/MEK e Hidrotratamento. Foram aplicadas otimizações energéticas em cada uma delas.

1.1 Objetivos

Objetivo geral:

- Otimizar o consumo energético nas unidades da cadeia de óleos básicos da refinaria.

Objetivos específicos:

- Otimizar o consumo de gás combustível nas fornalhas da unidade de Extração.
- Otimizar o consumo de vapor a alta pressão na unidade de Desparafinação.
- Otimizar o consumo de vapor a média pressão na unidade de Hidrotratamento.

2 REFINO DO PETRÓLEO

O petróleo chega às refinarias geralmente através de oleodutos. Estes podem vir direto do campo de exploração (*onshore* ou *offshore*) ou então dos portos, onde os navios petroleiros o desembarcam.

O refino é a separação do petróleo em derivados através de processos físico-químicos de separação e conversão (SZKLO e ULLER, 2006). Os derivados possuem valor de mercado mais interessante que o petróleo bruto.

Estes derivados foram classificados, de acordo com Szklo e Uller (2006), em: combustíveis, não-combustíveis e intermediários da indústria química. Os primeiros são gasolina, diesel, óleo combustível, querosene, coque de petróleo e óleos residuais e representam cerca de 90% dos produtos de refino no mundo. Dentre os não-combustíveis, tem-se: solventes, lubrificantes, graxas, asfalto e coque. Os intermediários são nafta, etano, propano, butano, etileno, propileno, butilenos, butadieno e BTX.

A primeira operação unitária no petróleo bruto quando chega a uma refinaria é a destilação. Através dela separa-se o petróleo em diferentes frações, as quais são enviadas as suas devidas unidades. A vazão na coluna de destilação limita portanto a vazão de toda a produção subsequente.

Através dessas diversas unidades, a refinaria assegura um conjunto de tratamentos e transformações que visam tirar do petróleo o máximo de produtos com alto valor agregado.

Na seção 2.1 será abordada a destilação atmosférica e a destilação a vácuo. Elas irão gerar a fração de petróleo que servirá de insumo para a cadeia de óleos básicos. Em 2.2, serão discutidas as principais características procuradas em um óleo básico após o refino em diferentes unidades: Extração (seção 2.4), Desparafinação (seção 2.5) e Hidrotratamento (seção 2.6).

2.1 Destilações

Na primeira unidade de destilação, o petróleo é aquecido para em seguida, graças à diferença de temperatura de ebulição dos seus compostos, retirarm-se da coluna suas frações leves, médias e pesadas em diferentes níveis. A coluna trabalha a pressão atmosférica e essa unidade recebe o nome de destilação atmosférica. Ela gera as seguintes frações, em ordem crescente de densidade: gás residual, GLP, nafta, gasolina, querosene, gasóleo e resíduo atmosférico.

O resíduo atmosférico é enviado a outra unidade de destilação. Nesta, chamada de destilação a vácuo, a coluna opera a baixa pressão, em torno de 40mmHg, o que diminui a temperatura de ebulição das frações pesadas dentro da coluna. Obtém-se as seguintes frações, em ordem crescente de densidade: lubrificantes, gasóleo pesado e resíduo de vácuo.

A Figura 1 esquematiza essas duas destilações de forma hipotética, como se a destilação atmosférica e a destilação a vácuo acontecessem em uma única coluna. Esse esquema facilita a compreensão das escalas de temperatura de ebulição (à pressão atmosférica) e do número máximo de carbonos das frações.

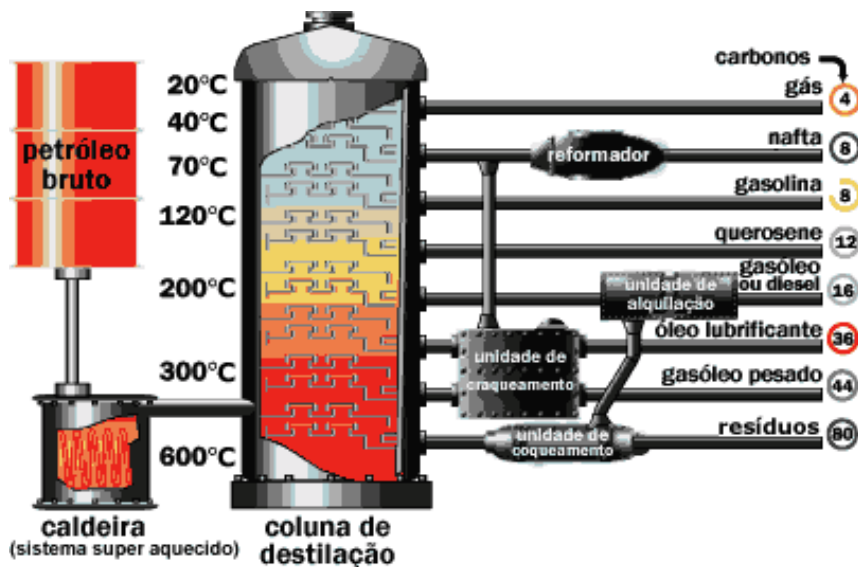


Figura 1 – Destilação atmosférica e destilação a vácuo

Fonte: HowStuffWorks, 2010.

Algumas delas estão praticamente prontas para comercialização, como é o caso dos combustíveis tradicionais: gás natural, GLP, gasolina, querosene, diesel e parte do gasóleo pesado. No entanto, outras devem ainda ser refinadas, tratadas e purificadas para gerarem seus produtos finais.

A nafta será o insumo básico das petroquímicas. As frações de óleo lubrificante, gasóleo pesado e resíduo de vácuo serão o insumo da cadeia de óleos básicos. Nas próximas seções, será visto como elas irão gerar produtos e subprodutos de alto valor comercial, como: lubrificantes, parafinas, ceras, graxas e betume.

2.2 Caracterização do lubrificante

Um lubrificante é uma mistura de, aproximadamente, 93% de óleo básico e 7% de aditivos (LUNA, 2010).

Segundo Szklo e Uller (2006), a fração de óleos lubrificantes possui hidrocarbonetos de 26 a 38 átomos de carbono. Esta fração será refinada na cadeia de óleos básicos por, principalmente, processos de separação. O óleo básico produzido terá hidrocarbonetos com o mesmo número de carbonos que a fração de insumo. Porém, a sua composição em parafinas, naftenos e aromáticos será totalmente alterada. Serão discutidas abaixo algumas das principais propriedades de um lubrificante.

O índice de viscosidade, IV, é a propriedade que traduz a resistência do lubrificante às variações de temperatura. Ou seja, quanto maior o IV, menos o lubrificante altera sua viscosidade com uma mudança de temperatura. Essa propriedade é desejada principalmente para lubrificantes que trabalham em ampla faixa de temperatura, não permitindo que ele perda sua lubricidade a altas temperaturas.

A fluidez à baixa temperatura é também importante para um lubrificante. Por exemplo, um óleo motor deve estar preparado para dar partida ao automóvel mesmo a temperaturas da ordem de -10°C ou -20°C durante o inverno. O *pour point* é a temperatura mínima na qual um determinado líquido começa a ficar turvo antes de se solidificar.

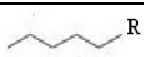
A estabilidade química indica a corrosividade do lubrificante às peças metálicas.

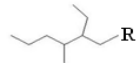
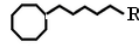

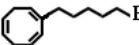
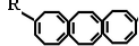
Na Tabela 1, mostram-se as características das parafinas, naftenos e aromáticos com relação às principais propriedades de um lubrificante.

O *American Petroleum Institute*, API, dividiu os óleos motores em quatro grupos, em ordem crescente de qualidade. Todos os outros óleos motores são chamados de “outros”. Estes grupos são mostrados na Tabela 2.

Observa-se então que, em função da sua composição em parafinas, naftenos e aromáticos, o óleo básico produzido na refinaria terá diferentes propriedades. Através da cadeia de óleos básicos, ajustam-se as propriedades para se obter um produto que corresponda às demandas mercadológicas.

Tabela 1 – Famílias de hidrocarbonetos e suas influências nas propriedades do lubrificante

Composto	Estrutura	IV	Fluidez a Frio	Estabilidade
Parafinas		Muito alto	Nenhuma	Boa

Parafinas ramificadas		Alto	Boa	Boa
Mononaftenos		Alto	Ok	Ok
Polinaftenos		Baixo	Baixa	Baixa
Monoaromáticos		Ok	Baixa	Baixa
Poliaromáticos		Muito baixo	Muito baixa	Muito baixa

Fonte: adaptado de Martin, 2005.

Tabela 2 – Classificação API de óleos motores

Propriedades	Grupo I	Grupo II	Grupo III	PAO*	Outros
Índice de Viscosidade	80<IV<120	80<IV<120	VI>120	Alto	-
%Saturados	< 90%	> 90%	> 90%	Alta	-
<i>Pour point</i> (°C)	-15<PP<-6	-15<PP<-9	-21<PP<-18	-66<PP<-45	-
%Enxofre	> 0.03	< 0.03	< 0.03	Baixa	-

* PAO: Poli-alfa-olefinas

2.3 Cadeia de óleos básicos

Após a destilação a vácuo, a fração de óleos lubrificantes é enviada a cadeia de óleos básicos. A este momento, ela está ainda com coloração negra, com baixo IV, *pour point* elevado e alto índice de enxofre.

A primeira unidade da cadeia se chama Extração de Aromáticos. Ela retira, através de uma extração com solvente, compostos aromáticos. Essa unidade é responsável por ajustar o IV do lubrificante. No presente caso, o solvente adotado é N-metil-2-pirrolidona, ou NMP.

Em seguida, o óleo é enviado à unidade de Desparafinação, na qual se ajusta o *pour point* do lubrificante, ou seja, sua capacidade de escoar a baixas temperaturas. Para isso, retiram-se as parafinas de cadeia normal. Neste trabalho é adotado um processo a solvente, com metil-etil-cetona, MEK e metil-isobutil-cetona, MIBK.

Para comercializar o óleo básico, deve-se ainda purificá-lo na seção de Hidrotratamento. Através da reação com hidrogênio, esse processo remove impurezas e, assim, o óleo produzido adquirirá seus padrões de coloração, odor e estabilidade.

A maioria dos óleos básicos segue essa rota de produção. Algumas exceções são os óleos farmacêuticos e medicinais, os quais devem ainda passar por outra unidade, chamada de Óleos Brancos, para atingir alto grau de pureza e tornarem-se incolores.

Os óleos básicos podem ser vendidos como saem do refino ou então já aditivados, na forma de lubrificante.

A Figura 2 esquematiza as principais unidades e suas respectivas funções. Observam-se também os produtos e subprodutos gerados.

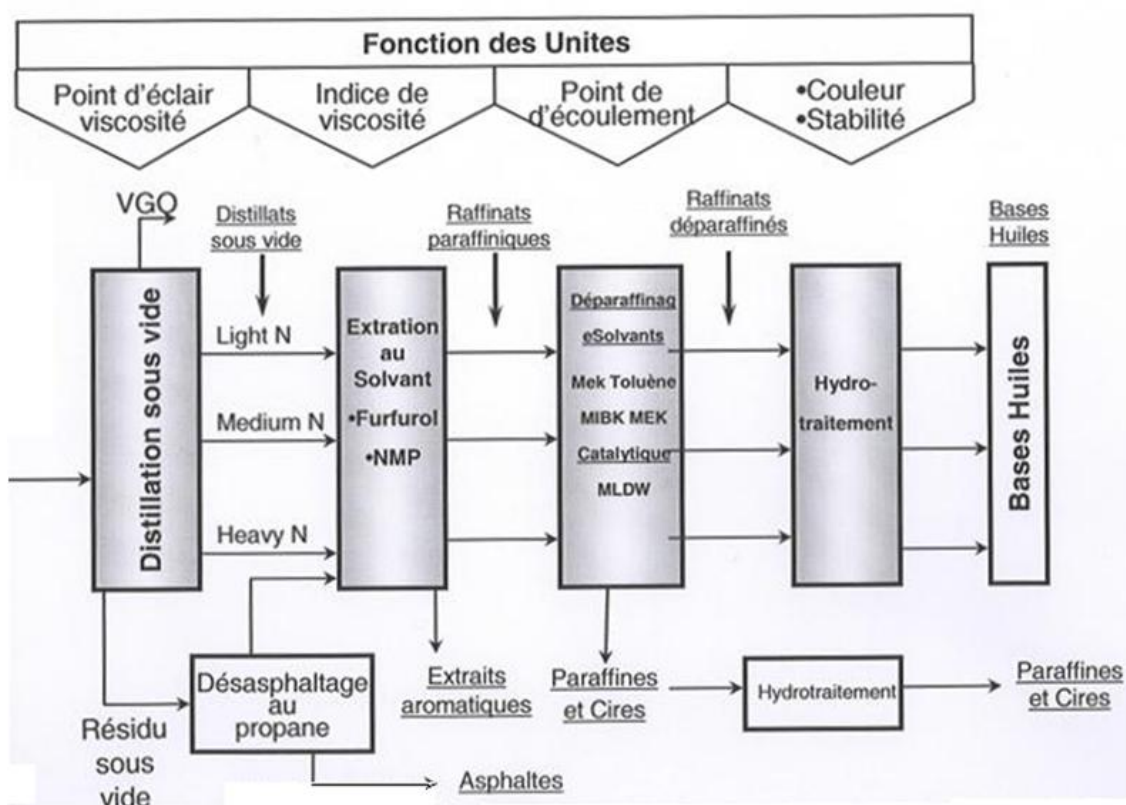


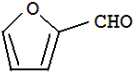

Figura 2 – Cadeia de óleos básicos

Fonte: Martin, 2005.

2.4 Extração de aromáticos a NMP

O solvente utilizado no processo é a N-metil-2-pirrolidona (NMP). Wozniak (2005), comparou as principais propriedades da NMP e do Furfural, outro solvente bastante utilizado industrialmente.

Tabela 3 – Vantagens da NMP em relação ao Furfural

	Furfural	NMP	Vantagem
Estrutura	 C ₅ H ₄ O ₂	 C ₅ H ₉ NO	-
Custo relativo	1.0	1.5	-
Ponto de ebulição (°C)	162	202	Integração térmica mais eficaz
Seletividade	Excelente	Muito boa	-
Poder de solvente	Bom	Excelente	Economia de solvente
Calor latente (Btu/lb)	194	187	Economia de energia no pré-aquecimento
Estabilidade química	Boa	Excelente	Não é necessário desaerador na unidade
Estabilidade térmica	Baixa	Excelente	Integração térmica sem risco de degradação
Toxicidade	Moderada	Baixa	Leis ambientais

Fonte: Wozniak, 2005.

Na Figura 3, mostra-se um resumo do processo que ocorre na unidade de Extração de Aromáticas a NMP.

A fração de óleos lubrificantes na alimentação se chama destilado. Ela entra em contato com o solvente na torre de extração líquido-líquido contracorrente. Os parâmetros de temperatura e de vazão de solvente são ajustados de acordo com a natureza da carga e também do índice de viscosidade desejado.

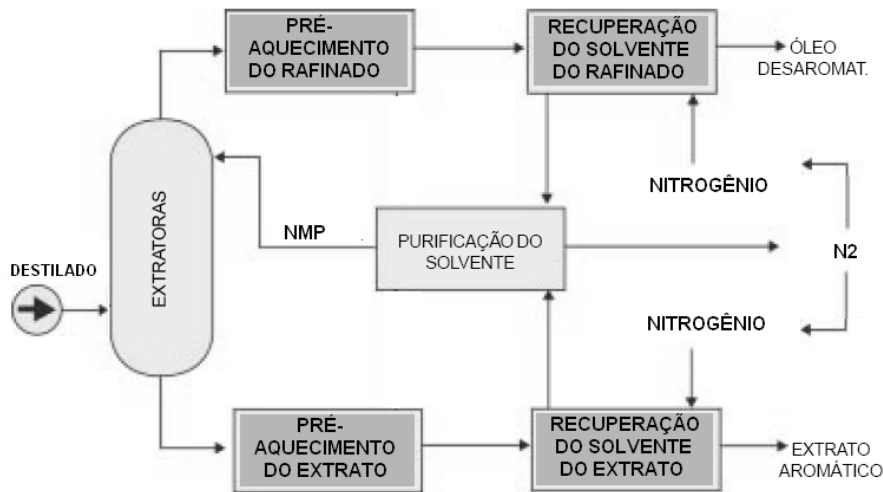


Figura 3 – Extração a NMP

Fonte: adaptado de Abadie, 2002.

Da coluna de extração saem duas fases. A fase refinado, de natureza parafínica, com apenas de 10% a 20% em peso de NMP, sai no topo da coluna. No produto de fundo, sai a fase extrato, rica em solvente (de 85% a 95% em peso) e contendo os compostos extraídos da carga de alimentação.

O objetivo agora é separar o solvente contido nessas fases para fazer o seu reciclo a torre extratora. Esta separação acontecerá graças à grande diferença de temperatura de ebulição entre o solvente e o óleo.

Essas fases se pré-aquecem por uma integração térmica com as correntes de saída da unidade. Em seguida, passam pelas fornalhas afim de aquecê-las muito além de 202°C, ponto de ebulição da NMP pura.

Depois, encaminham-se às torres de *stripping* a nitrogênio para gerar as correntes de saída de óleo desaromatizado e extrato aromático. O solvente, produto de fundo dessas torres, irá ser separado do nitrogênio em balões para depois ser reciclado. Praticamente 100% do solvente é recuperado.

Antes de saírem da unidade, as correntes de saída resfriam-se para atingirem as temperaturas de segurança para armazenamento em tanques. O resfriamento acontece por integração térmica e depois por meio de permutadores de calor com água de resfriamento.

O fluxograma na Figura 4 mostra o esquema típico de uma Extração a NMP.

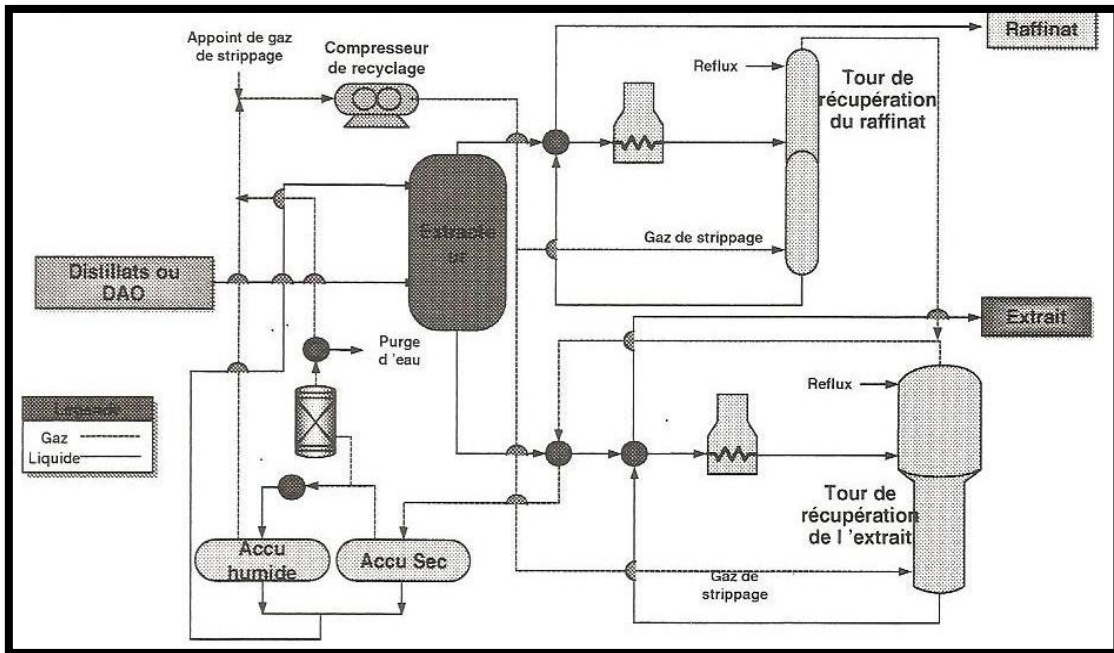


Figura 4 – Fluxograma de uma unidade de Extração a NMP

Fonte: Wozniak, 2005.

O extrato aromático é um subproduto com certo valor agregado. Seu valor de mercado dependerá de como ele será empregado. Wozniak (2005) enumerou sua valorização referente ao ano de 2005 de acordo com o seu destino:

- Insumo para as indústrias de borracha: USD 160/ton
- Agregado para asfalto: USD 150/ton
- Enviado a unidades de craqueamento: USD 110/ton
- Utilizado como combustível: USD 90/ton

O refinado segue para a unidade de Desparafinação.

2.5 Desparafinação a MIBK e MEK

Sabe-se que as n-parafinas solidificam-se a baixas temperaturas. No processo de Desparafinação, a carga misturada com solvente é resfriada e uma filtração separa a parafina cristalizada do óleo desparafinado. O solvente é em seguida recuperado e reciclado.

Uma das finalidades do solvente nesse processo é evitar a separação das fases líquida e sólida, o que poderia causar problemas de escoamento (ABADIE, 2002). Além disso, o solvente evita a cristalização de óleo junto com a parafina.

No presente caso, o solvente empregado é uma mistura de metil-isobutil-cetona, MIBK, e de metil-etil-cetona, MEK. Abadie (2002), chamou o MEK de anti-solvente, devido a sua propriedade de não dissolver bem hidrocarbonetos e, conseqüentemente, rejeitar seletivamente as parafinas solidificadas da solução.

O MIBK dissolve bem o óleo e será responsável por manter a mistura fluida em baixas temperaturas. Industrialmente, pode-se também empregar o Tolueno para esta função. Na Tabela 4, é mostrado como Wozniak (2005) comparou esses dois solventes.

Uma maior eficácia de precipitação permite um aumento da temperatura de filtração e da taxa de filtração. A conseqüência é, respectivamente, economia de energia e ganho de produção.

Esta unidade é composta de quatro seções: resfriamento e filtração, desoleificação da parafina, recuperação de solvente do óleo e recuperação de solvente da parafina. O fluxograma pode ser observado na Figura 5.

Tabela 4 – Vantagens do MIBK em relação ao Tolueno

	Tolueno	MIBK	Vantagens
Custo relativo	1.0	3.0	-
Solubilidade das parafinas (g/100ml)	13.0	0.9	Maior eficácia na precipitação
Viscosidade 0°C (cSt)	0.61	0.61	-
Ponto de ebulição (°C)	111	116	-
Calor latente (cal/g)	99	87	Economia de energia na purificação
Calor específico (cal/g°C)	0.41	0.46	-
Toxicidade	Moderada	Baixa	Higiene ocupacional

Fonte: Wozniak, 2005

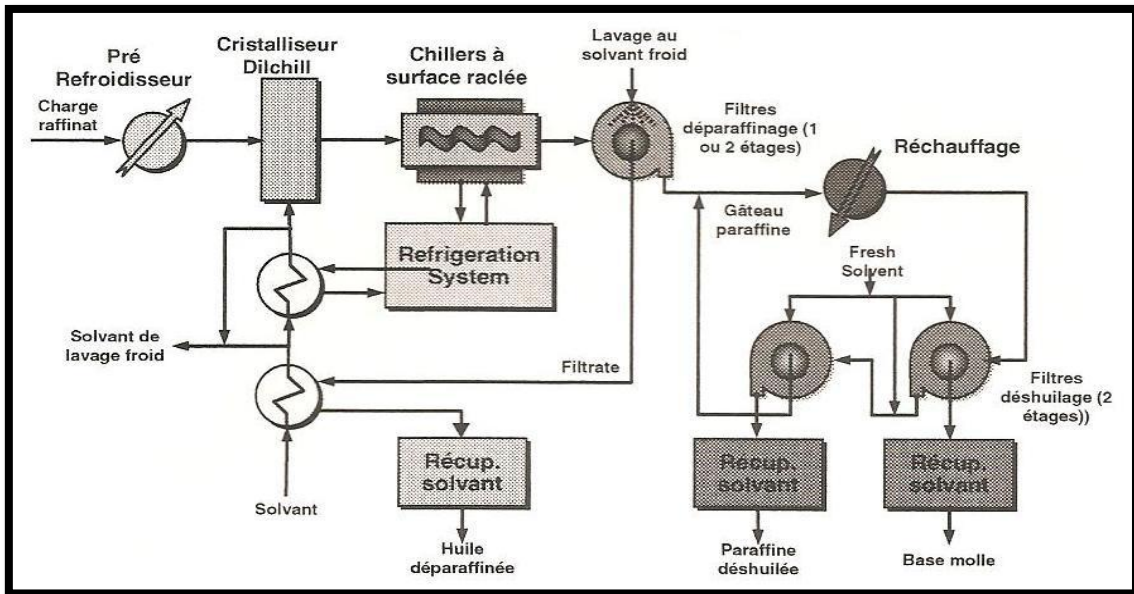


Figura 5 – Fluxograma de uma unidade de Desparafinação Dilchill

Fonte: Wozniak, 2005.

Na primeira, a carga é pré-resfriada, entra no cristalizador Dilchill e em seguida resfria-se novamente em trocadores de calor com lâminas raspadoras, as quais impedem a deposição de parafina. Ao sair, ela estará na temperatura de filtragem e será enviada aos filtros rotativos para separar a parafina do óleo. O óleo filtrado será enviado a sua seção de recuperação de solvente. A torta de parafina irá para a seção de desoleificação.

O cristalizador Dilchill é dotado de um forte agitador central, que proporcionará menor oclusão de óleo nos cristais de parafinas e formação de cristais esféricos e mais regulares. Com isso, os custos operacionais em filtração, separação e purificação serão menores. Os permutadores com lâminas raspadoras são complexos, pouco confiáveis e exigem mais manutenção (WOZNIAK, 2005).

Segundo Abadie (2002), a seção de desoleificação da parafina é semelhante à primeira seção, porém as condições de diluição, resfriamento e filtração são bem mais severas, de modo a retirar o óleo residual da parafina. As correntes de saída são chamadas de parafina dura (ou desoleificada) e parafina mole. Ambas serão ainda enviadas as suas seções de recuperação de solvente antes de serem aproveitadas. A primeira será destinada principalmente às indústrias produtoras de vela. A segunda será enviada à unidade de craqueamento catalítico. O solvente é reciclado ao processo.

As seções de recuperação de solvente (ou de purificação da parafina ou do óleo) operam de forma similar. O fluxograma típico é apresentado na Figura 6. A otimização energética apresentada na seção 3.2 foi aplicada na seção de purificação do óleo.

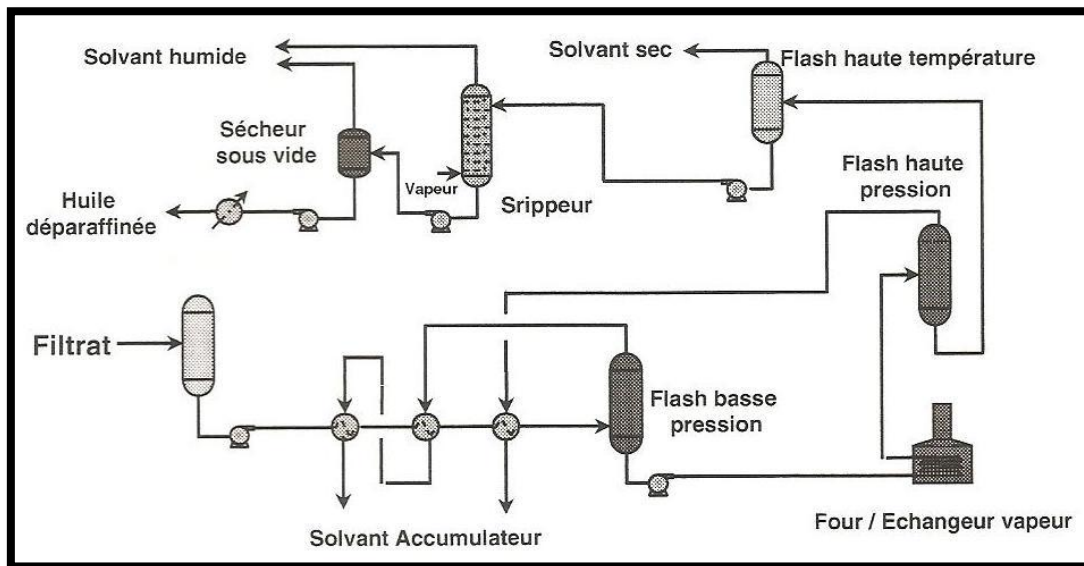


Figura 6 – Fluxograma da seção de purificação do óleo

Fonte: Wozniak, 2005.

Nestas seções, a carga resfriada deve ser aquecida para que o solvente seja vaporizado. Existe então uma bateria de permutadores de calor que fazem um pré-aquecimento antes da entrada na primeira torre de *flash*, chamada de torre a baixa pressão. Suas condições de operação são, em torno de: $0,2\text{kg/cm}^2$ e 110°C . Para eliminar quase integralmente o solvente da mistura, o produto de fundo é ainda encaminhado para a torre de *flash* de alta pressão, que opera a aproximadamente $2,5\text{kg/cm}^2$ e a 200°C (ABADIE, 2002).

Note que, na torre de *flash* a alta pressão, um trocador de calor a vapor é empregado. Em 3.2, será mostrado como otimizar o consumo de vapor neste trocador.

Depois de passar por essas duas torres, quase todo solvente já foi vaporizado, permanecendo apenas em ligeira quantidade residual. Estes traços serão eliminados pelas seguintes operações unitárias, utilizadas para retificação: balão pré-*flash*, torre de *stripping* a vapor e secador a vácuo.

A corrente de solvente úmido será purificada e depois será reciclada ao processo junto com a corrente de solvente seco. O óleo desparafinado pode já estar pronto para comercialização, principalmente quando se visa à produção de óleos do grupo I. No entanto, grande parte dos lubrificantes deve ainda se encaminhar à seção de Hidrotratamento antes de sair da refinaria.

2.6 Hidrotratamento

Martin (2005) elaborou um quadro-resumo para ilustrar os objetivos do processo de Hidrotratamento, observe na Tabela 5. Uma seta para cima indica um aumento da propriedade, enquanto que uma seta para baixo indica uma diminuição.

Tabela 5 – Quadro-resumo dos objetivos do hidrotratamento

Propriedade	Efeito
Cor	↓
Odor	↓
Teor em aromáticos	↓
Estabilidade química	↑
Desemulsibilidade	↑
Teor em heteroátomos (S, N, O e X)	↓
IV	↑
Alimentabilidade	↑

Fonte: Martin, 2005.

Pode-se classificar os tipos de hidrotratamento de acordo com a severidade do processo, dada pelas condições operacionais de temperatura e pressão (MARTIN, 2005).

Tabela 6 – Tipos de hidrotratamento

Hidrotratamento	Severidade	Função
Hidrocraqueamento	Alta	Substitui a Extração a solvente e do hidroacabamento ao mesmo tempo
Hidrotratamento	Média	Facilita a Extração a solvente, pois também aumenta o IV
Hidroacabamento	Baixa	Substitui o tratamento adsortivo
Hidrodesparafinação	Média	Substitui a Desparafinação a solvente
Hidrogenação	Média	Satura os traços de aromáticos

Fonte: Martin, 2005.

No trabalho de Abadie (2002), é ainda reiterado que os processos de hidrotreatamento podem ser aplicados em qualquer fração do petróleo. Neste caso, a severidade será proporcional a densidade e ao grau de impureza desta fração.

A otimização energética apresentada em 3.3 foi aplicada na unidade trabalhando como hidroacabamento. A unidade finaliza a cadeia de óleos básicos. Um fluxograma típico desta unidade é mostrado na Figura 7.

A presença de heteroátomos e de duplas ligações nos lubrificantes proporciona uma rápida deterioração do óleo, além de aumentar sua corrosividade. A unidade de Hidrotreatamento será responsável por remover esses compostos (ABADIE, 2002).

O óleo básico é pré-aquecido pela integração térmica com produtos quentes da saída da unidade antes de atingir a fornalha, a qual cede ao óleo a energia necessária às reações de hidrogenação (ABADIE, 2002).

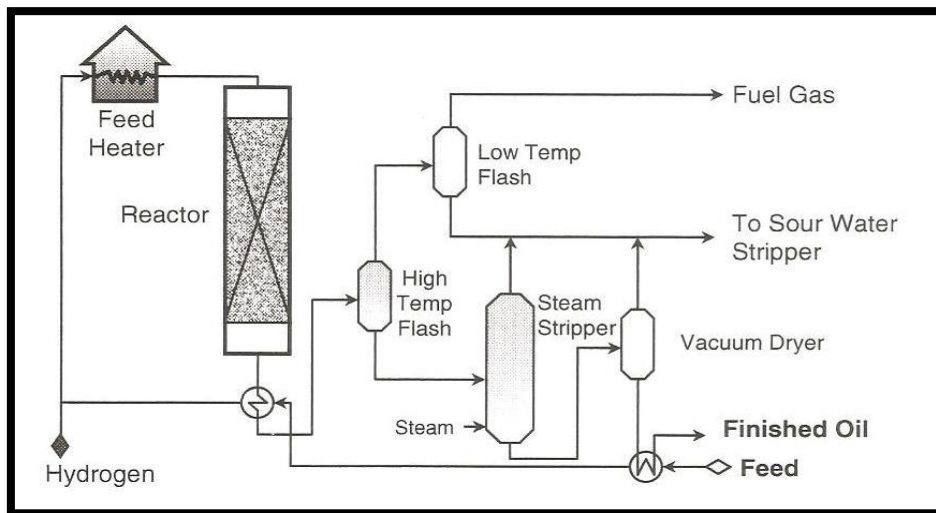


Figura 7 – Fluxograma de uma unidade de Hidrotreatamento

Fonte: Martin, 2005.

No reator, um leito fixo de catalisador à base de CoO-MoO_3 , sob γ -alumina, permite a promoção das reações. O seu efluente, após resfriamento, passa por um *flash* à alta pressão, para remoção do hidrogênio. Em seguida, passa por um *flash* à baixa pressão, do qual sai um produto de topo rico em hidrogênio, hidrocarbonetos leves e impurezas como H_2S e NH_3 (ABADIE, 2002).

Os traços de impureza residual são retificados por meio de dois equipamentos: uma torre de *stripping* a vapor e um secador a vácuo. Na seção 3.3, será mostrado como otimizar o consumo de vapor nesta retificação.

O gás gerado no *flash* a baixa pressão será utilizado como combustível nas fornalhas e caldeiras da refinaria.

Segundo Abadie (2002), as temperaturas usuais de trabalho estão em torno de 280°C e 420°C, as pressões vão de 10 a 250kg/cm² e o consumo de hidrogênio é normalmente de 200 a 800ft³/barril de carga. Essas condições variam em função das características da fração a ser tratada.

3 OTIMIZAÇÕES ENERGÉTICAS

Na Extração, a queima de gás combustível em uma fornalha foi minimizada ao reduzir sua carga. No entanto, para que esta alteração seja economicamente viável, será mostrado na seção 3.1 que é preciso preservar o perfil de temperatura da coluna de *stripping* que se encontra a jusante.

Na Desparafinação, a temperatura de um balão de *flash* é controlada por um permutador de calor a vapor. Para racionalizar o consumo de vapor, buscou-se reduzir esta temperatura a um ponto ótimo. Esta metodologia será analisada na seção 3.2.

Na unidade de Hidrotratamento, o consumo de vapor em uma coluna de *stripping* foi reduzido ao mínimo capaz de garantir a purificação do lubrificante. Será visto na seção 3.3 que, neste processo, a razão de vazão de vapor sobre vazão de alimentação é um parâmetro fundamental.

Para a realização de cada otimização, as seguintes etapas foram seguidas:

- 1) Percepção de uma utilidade industrial que possa ser racionalizada;
- 2) Estudo de viabilidade de um teste de otimização energética;
- 3) Predição científica dos resultados;
- 4) Preparação de um protocolo de teste para ser aplicado da sala de controle;
- 5) Aplicação de testes na planta industrial;
- 6) Monitoramento dos testes;
- 7) Coleta de amostras do produto final para análise laboratorial;
- 8) Interpretação dos resultados;
- 9) Confirmação ou não dos resultados preditos;
- 10) Conclusões sobre os testes;
- 11) Proposição ou não de uma otimização energética para a unidade.

Antes de se consolidar uma otimização energética, é importante realizar testes e monitorá-los atenciosamente para verificar a estabilidade da unidade e para manter constante todos os outros parâmetros operacionais que não estão sendo testados.

Além disso, a mudanças de parâmetros durante os testes deve ser feita com base no método de Operações Evolucionárias (EVOP).

Este método de operações rotineiras utiliza os princípios do planejamento de experimentos. O EVOP consiste na introdução sistemática de pequenas mudanças nos níveis das variáveis operacionais de um processo. Admite-se que as modificações nas variáveis sejam suficientemente pequenas a fim de que não ocorram perturbações sérias na qualidade do processo, mas grandes o bastante para que eventualmente se descubram melhoramentos potenciais no desempenho do processo.

Desta forma, garante-se maior confiabilidade operacional após a implementação dessas otimizações.

3.1 Extração

As utilidades industriais consumidas no processo são basicamente: gás combustível nas fornalhas, nitrogênio nas torres de recuperação, água de resfriamento nos trocadores de calor e energia elétrica em bombas, compressores e aerorefrigeradores.

Os circuitos de água de resfriamento e de nitrogênio são fechados, sendo então reutilizados continuamente no processo.

A energia elétrica é automaticamente racionalizada. Quando a vazão da unidade está baixa, bombas e compressores que funcionam em paralelo são desligados. No inverno, alguns aerorefrigeradores são também desligados.

Portanto, a economia mais significativa é a otimização no consumo de gás combustível.

3.1.1 Metodologia utilizada

Nesta metodologia, os equipamentos e acessórios envolvidos são fundamentalmente uma torre de *stripping*, uma fornalha e uma válvula de três vias.

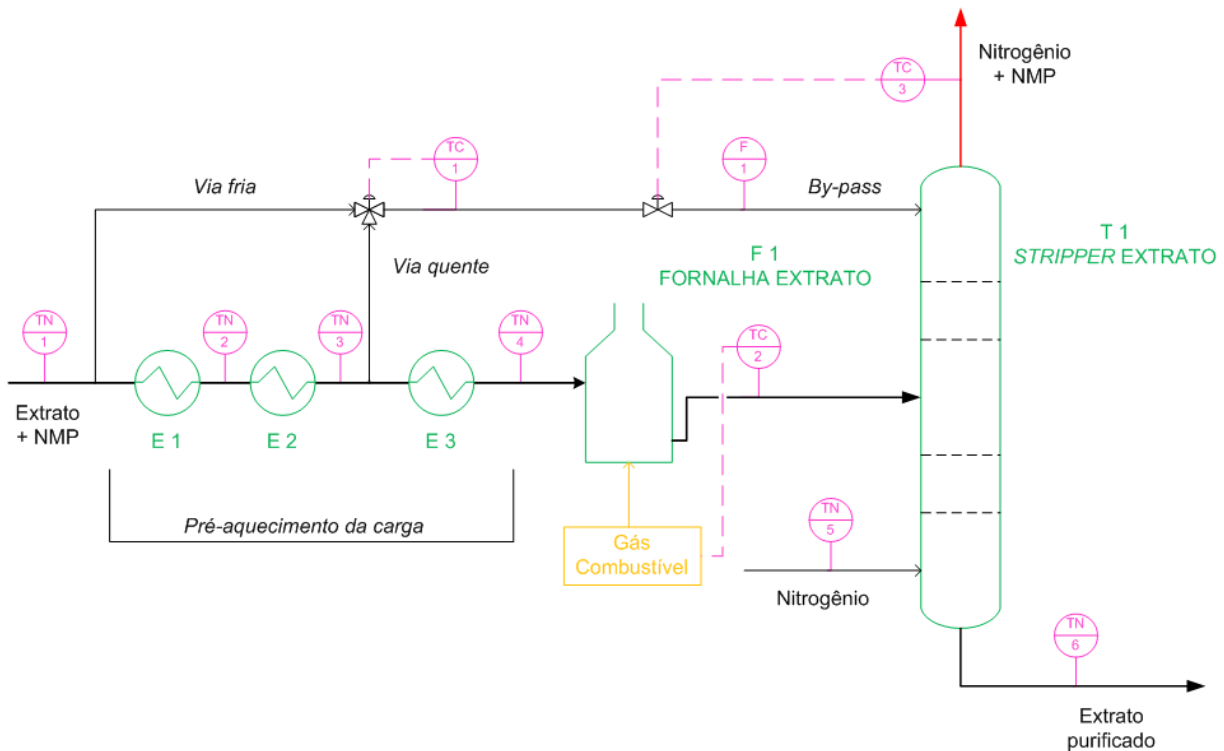


Figura 8 – Equipamentos da Extração a NMP envolvidos na otimização

A fornalha é programada para trabalhar sob determinada temperatura de saída da corrente. Observe na Figura 8 que os termopares na sua saída captam a temperatura, a partir da qual se regula a abertura das válvulas de liberação de gás combustível.

De acordo com a Equação 1, para uma redução na queima de gás combustível na fornalha (\dot{Q}) pode-se diminuir a temperatura de saída (T_s) ou diminuir a carga introduzida (\dot{m}) considerando constantes o calor específico da carga (c_p) e a temperatura de entrada (T_e).

$$\dot{Q} = \dot{m}c_p(T_s - T_e) \quad (1)$$

No entanto, há uma coluna de *stripping* a jusante da fornalha. Segundo Edmister (1957 apud SEADER; HENLEY, 2006), o fator de *stripping* da coluna (S) relaciona-se com as vazões (V e L) e com a constante de equilíbrio (K) da seguinte maneira:

$$S = \frac{KV}{L} \quad (2)$$

No Anexo B, mostra-se a relação entre o fator de *stripping* (S) e a fração não dessorvida de impurezas (φ_s). Note que uma redução de S proporciona um aumento de φ_s para uma dada coluna com N pratos, ou seja, um acúmulo de impurezas na fração líquida.

Para muitos solutos, K varia exponencialmente com a temperatura e é inversamente proporcional a pressão (SEADER; HENLEY, 2006). Portanto, uma queda de temperatura acarretaria uma queda exponencial no fator de *stripping* da coluna, gerando perda de NMP na fase líquida. Como a NMP é muito mais cara que o gás combustível, o balanço econômico do teste seria certamente desfavorável.

Por outro lado, um aumento na temperatura da coluna pode gerar *entrainment* de hidrocarbonetos leves e uma série de problemas operacionais na unidade. Por isso, a conservação do perfil de temperatura na coluna é economicamente fundamental.

O aplicativo em TC3 (Figura 8) gerencia o resfriamento da coluna, com o objetivo de manter fixa a temperatura de topo. Já o aplicativo em TC1 gerencia a temperatura do *by-pass* controlando a vazão das vias quente e fria.

Observe na Tabela 7 a metodologia empregada para rearranjar as correntes de alimentação da coluna, mantendo o perfil de temperatura constante para economizar gás combustível e não perder mais NMP.

Para cada aumento de temperatura, amostras de extrato purificado foram coletadas para verificar a concentração de NMP residual (XNMP).

No Anexo A, é mostrada a abordagem termodinâmica dessa metodologia.

Tabela 7 – Efeitos em cadeia na Extração a NMP

	Causa	Conseqüência
1	Aumento da temperatura de <i>by-pass</i> por TC1	Aquecimento do topo da coluna
2	Aplicativo de TC3 responde para resfriar	Aumento da vazão de <i>by-pass</i>
3	Menor carga nas fornalhas	Economia de gás combustível

3.1.2 Resultados obtidos

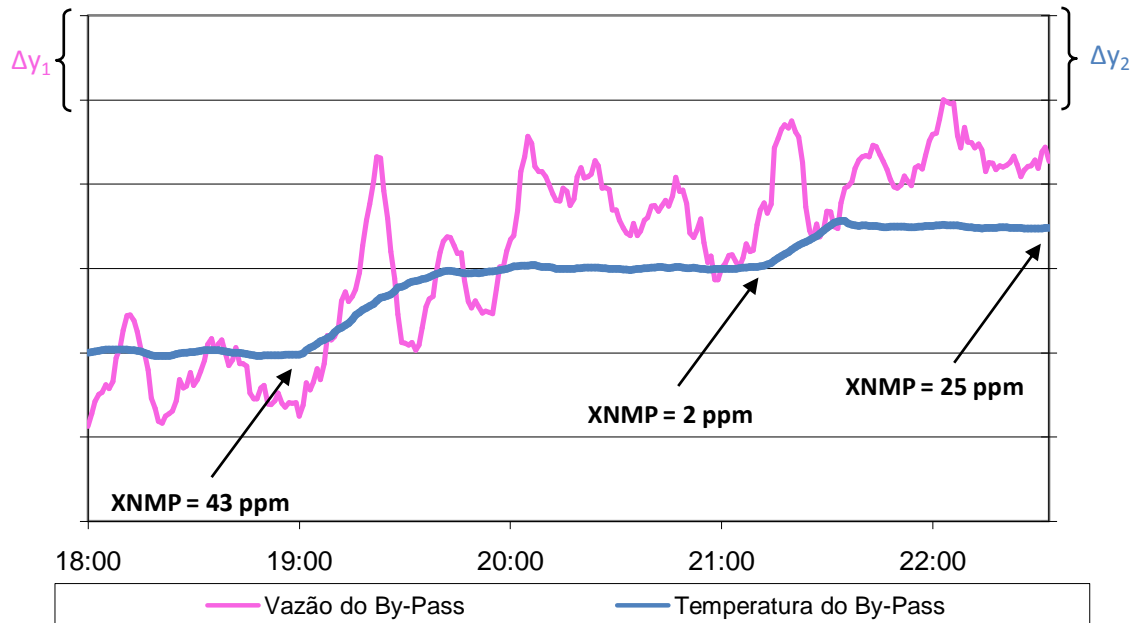


Figura 9 – Resultados do último teste na Extração

Na Figura 9, são mostradas a temperatura e a vazão do *by-pass* sobre a fornalha. O espaçamento Δy_1 equivale a 1 m³/h, enquanto que Δy_2 equivale a 10°C. Observa-se que a vazão é continuamente ajustada pelo controlador para manter a temperatura da torre constante.

Três amostras de extrato purificado foram analisadas para verificar a concentração residual de NMP (XNMP). Na Figura 9, constata-se que essas amostras foram coletadas após o tempo de residência na torre (em torno de 1 hora).

Verificou-se que o aumento da temperatura do *by-pass*, de fato, ocasionou aumento da vazão média do *by-pass*. Esse aumento é interessante pois reduz a carga da fornalha e, assim, menos gás combustível é queimado.

Observa-se pelas análises laboratoriais que a perda residual de NMP não aumentou. Isto se deve à conservação do perfil de temperatura na coluna, controlado pelo seu aplicativo de automação. Esse resultado é tão importante quanto a redução da queima de gás combustível, pois proporciona um balanço econômico favorável.

O manual de operação da indústria foi alterado e trabalha-se agora na temperatura máxima de *by-pass* sobre a fornalha.

3.1.3 Estimativa da economia no processo

Um cálculo aproximativo nos permite estimar a economia gerada por essa modificação no processo.

O calor específico e a densidade da corrente de extrato com NMP são dados pela simulação oficial da unidade. Antes de entrar nessa fornalha, a corrente está a 250°C, sendo aquecida a 325°C pelo calor gerado da queima do gás combustível.

Tabela 8 – Calor específico e densidade da corrente de extrato com NMP

Temperatura (°C)	Calor Específico (kJ/kg°C)	Densidade (kg/m ³)
250	2,494	825,448
325	2,796	740,724

Tomando um calor específico médio, \bar{c}_p , obtém-se 2,645 kJ/kg°C. A densidade média, $\bar{\rho}$, é de 783,095 kg/m³. A diferença de temperatura, ΔT , antes e depois da fornalha é 75°C. A vazão de extrato com NMP foi de 323m³/h durante o teste. Esta vazão se dividirá ainda em by-pass e carga da fornalha.

Foi visto que um aumento de 15°C gerou um acréscimo de vazão de 2,6m³/h. Considera-se então que para 242°C, tem-se um acréscimo de 3,8m³/h e portanto 41,5m³/h de *by-pass*.

Q1 é o calor queimado nas fornalhas F101AB antes dos testes, enquanto Q2 é o calor queimado após os testes.

$$\dot{Q} = \frac{\dot{m} * \bar{\rho}}{3600} \bar{c}_p \Delta T \quad (3)$$

$$\dot{Q}_1 = \frac{(325-37,7) * 783,095}{3600} * 2,645 * 75 = 12,4 \text{ MW} \quad (4)$$

$$\dot{Q}_2 = \frac{(325-41,5) * 783,095}{3600} * 2,645 * 75 = 12,2 \text{ MW} \quad (5)$$

Portanto, há uma economia de 0,2MW com essa otimização energética. O preço do MWh para a refinaria estava a USD 32,00 na cotação do dia do teste. A economia média anual em dólares é:

$$E = 0,2MW * 32 \frac{USD}{MWh} * 8760 \frac{h}{ano} \cong 55.000 \frac{USD}{ano} \quad (6)$$

A afinidade da NMP é muito maior com o extrato do que com o refinado. Logo, a energia requerida para purificar o extrato é muito maior do que para purificar o refinado. Por isso, a otimização foi inicialmente aplicada na seção de purificação do extrato. Não obstante, essa economia pode ainda ser ampliada com a aplicação dessa otimização energética na seção de purificação do refinado.

3.2 Desparafinação

A unidade de Desparafinação possui numerosas operações unitárias e é separada em seções. Dentre elas, as seções de purificação exigem um grande consumo de energia para recuperar o solvente por meio de balões de *flash*, um *stripper* e um secador. A otimização foi aplicada na seção de purificação de óleo.

3.2.1 Metodologia utilizada

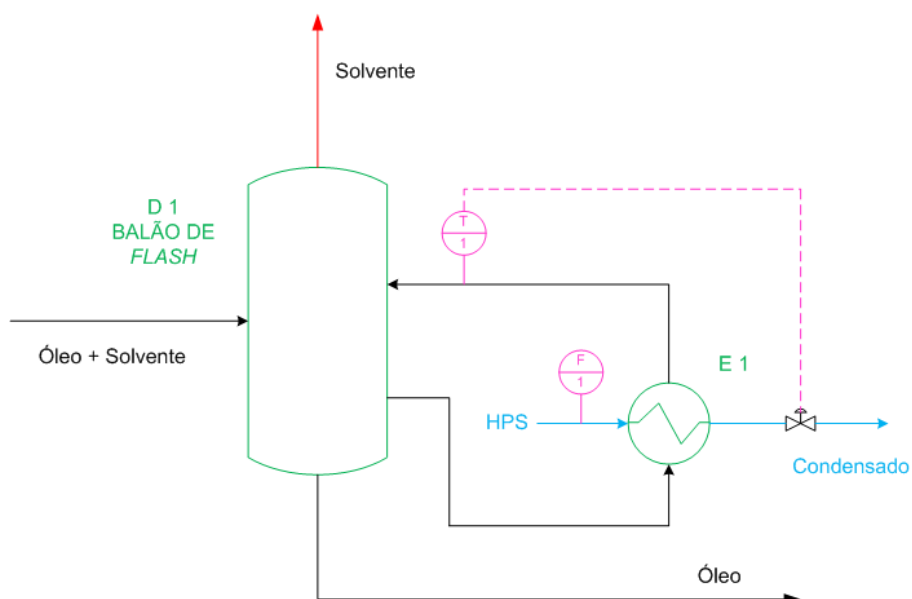


Figura 10 – Equipamentos da Desparafinação envolvidos na otimização

O plano de ação envolveu um balão de *flash* e o seu refervedor. A Figura 10 mostra como interagem esses dois equipamentos.

A temperatura de *flash*, T1, controla a vazão de vapor a alta pressão (*High Pressure Steam* ou HPS) que passa pelo refervedor, indicada por F1. Pela equação de troca térmica a seguir, pode ser visto que quanto menor a vazão de vapor (\dot{m}_{HPS}) menor será a temperatura de saída da corrente de óleo ($T_{s,o}$), se todas as outras variáveis forem mantidas constantes.

$$\dot{m}_{HPS}c_{P,HPS}\Delta T_{HPS} = \dot{m}_o c_{P,o}(T_{s,o} - T_{e,o}) \quad (7)$$

Para racionalizar vapor, deve-se portanto reduzir a temperatura de *flash*.

No entanto, a temperatura de *flash* é um parâmetro que influencia diretamente as condições do equilíbrio líquido-vapor. Como a pressão de operação é de aproximadamente 1,8 bar, despreza-se o coeficiente de fugacidade e considera-se a equação de Raoult modificada no sistema:

$$K_A = \frac{y_A}{x_A} = \frac{P_A^{sat}}{P} \gamma_A \quad (8)$$

Em que: K_A é constante de equilíbrio do solvente, y_A é a concentração de solvente na fase gasosa, x_A é a concentração de solvente na fase líquida, P_A^{sat} é a pressão de saturação do solvente, P é a pressão total do sistema e γ_A é o coeficiente de atividade do solvente.

Existem vários métodos para o cálculo do coeficiente de atividade, como NRTL, Uniquac, Unifac ou Margules. Para esta abordagem qualitativa, considera-se $\gamma_A = 1$. A relação entre a temperatura do sistema e a pressão de saturação é dada pela equação de Antoine:

$$\ln P_A^{sat} = A - \frac{B}{T + C} \quad (9)$$

Em que: A, B, C são as constantes de Antoine para o solvente e T é a temperatura do sistema.

Pelas equações 8 e 9, a temperatura é proporcional a K_A . Uma menor temperatura de *flash* ocasiona um menor K_A e, logo, uma maior concentração em solvente na fase líquida, x_A . A partir dessas condições, estabeleceu-se o protocolo do teste:

- 1) Reduzir a temperatura de *flash* em patamares de 2°C;
- 2) Coletar amostras na saída da unidade para verificar a concentração residual de solvente no lubrificante.

O solvente residual deve estar abaixo de certa concentração para preservar a qualidade do produto final. No presente caso, como há uma composição dos solventes MIBC (metil-isobutil-cetona) e MEC (metil-etil-cetona), a análise laboratorial indica a concentração total de cetonas.

O objetivo é então reduzir a temperatura de *flash* a um ponto ótimo em que o solvente residual esteja dentro das especificações. Quanto menor a temperatura obtida, maior será a economia de vapor.

3.2.2 Resultados obtidos

Na Figura 11, estão indicadas a temperatura de *flash* e a vazão de vapor. Observa-se que o teste foi realizado em 4 patamares de temperatura. As amostras foram coletadas após o tempo de residência na torre. O espaçamento Δy_1 equivale a 0,5 ton/h de HPS, enquanto que Δy_2 equivale a 2°C.

Nota-se que a vazão de vapor acompanha os patamares de temperatura. No entanto, é importante salientar que, devido a restrições operacionais, a vazão de alimentação do balão flutua ligeiramente, o que causa esse tipo de resposta oscilante na linha rosa.

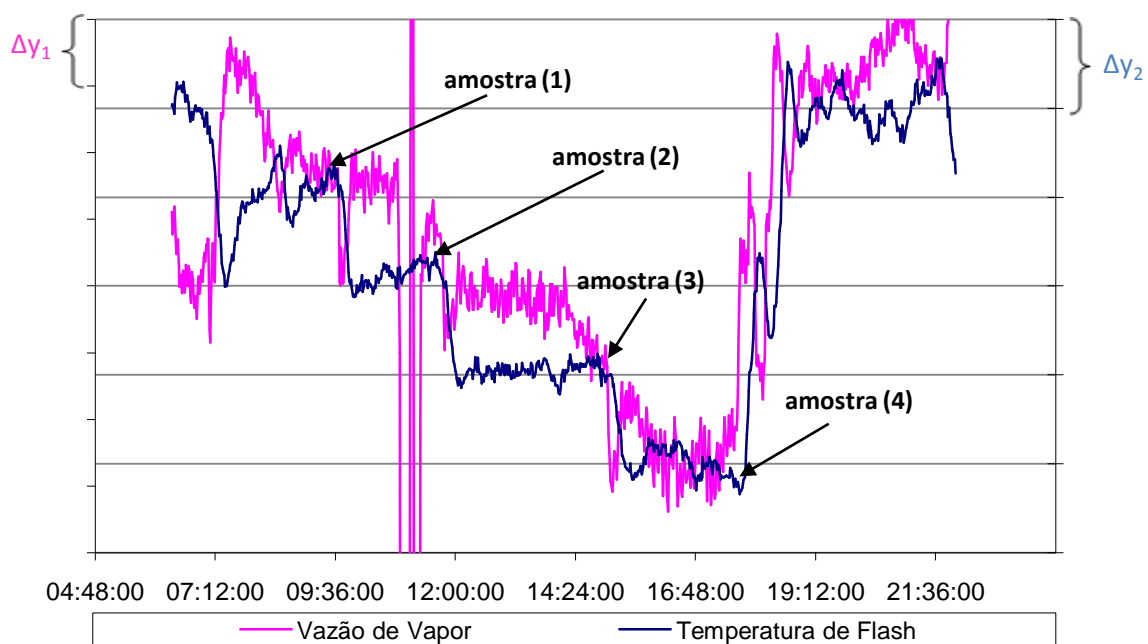


Figura 11 – Resultados do último teste realizado na Desparafinação

Observa-se na Tabela 9 que as concentrações de cetonas residuais estão dentro das especificações até o penúltimo patamar, onde há uma economia na vazão média de vapor de 1,2 ton/h.

Tabela 9 – Resultados do último teste realizado na Desparafinação

Amostra	Temperatura de <i>flash</i> (°C)	Cetonas (ppm)	Vazão média de vapor (ton/h)
1	T	OK	V
2	T - 2	OK	V - 0,2
3	T - 4	OK	V - 1,2
4	T - 6	ALTO	V - 1,9

Verifica-se portanto que o controle da vazão de vapor possibilita regular a temperatura de *flash*, a qual influencia diretamente na quantidade de cetonas residuais no produto final.

A temperatura de *flash* no manual de operação da refinaria foi reduzida de 4°C. Para menores temperaturas, sabe-se que há risco de ultrapassar o limite de cetonas residuais. Este é portanto o ponto ótimo.

3.2.3 Estimativa da economia no processo

O preço da tonelada de HPS para a refinaria é de USD 35,00 na cotação média de julho de 2010. Considerando a redução de 1,2 ton/h no seu consumo, estima-se uma economia média anual de:

$$E = 1,2 \frac{\text{ton}}{\text{h}} * 35 \frac{\text{USD}}{\text{ton}} * 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}} * 365 \frac{\text{dias}}{\text{ano}} \cong 368.000 \frac{\text{USD}}{\text{ano}} \quad (10)$$

No entanto, para uma melhor confiabilidade operacional da otimização, esta foi aplicada apenas para certo grupo de óleos básicos, o qual é ainda purificado na unidade de Hidrotratamento ao sair da Desparafinação. Dessa forma, tem-se a certeza de que a qualidade do produto final não será prejudicada. Esse grupo representa 21% da produção anual da unidade, logo:

$$E = 368.000 \frac{\text{USD}}{\text{ano}} * 0,21 = 77.000 \frac{\text{USD}}{\text{ano}}$$

Essa economia pode ser ainda ampliada com a aplicação dos testes para todos os grupos de lubrificantes e para a seção de purificação da parafina, onde o mesmo processo é realizado.

3.3 Hidrotratamento

A otimização foi aplicada na unidade de Hidrotratamento em modo de hidroacabamento. As utilidades industriais presentes são principalmente hidrogênio, vapor, gás combustível e água de resfriamento. As alterações propostas visam à redução no consumo de vapor em uma coluna de *stripping*.

3.3.1 Metodologia utilizada

Na Figura 12, é apresentada a coluna de *stripping*. A entrada no topo é a corrente de óleo com traços de impurezas e, na parte inferior, é a corrente de vapor a média pressão (*Medium Pressure Steam* ou MPS). A saída no topo é utilizada como gás combustível na refinaria após a subsequente condensação do vapor. No fundo da coluna, recolhe-se o óleo purificado.

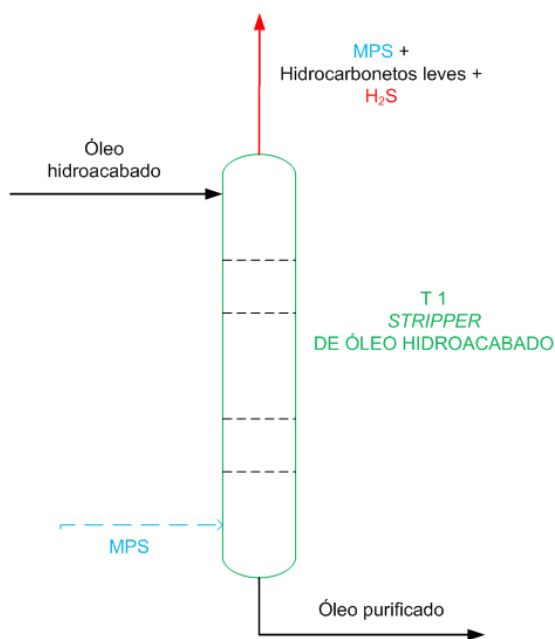


Figura 12 – Coluna de *stripping* no Hidrotratamento

Procurou-se reduzir a vazão de vapor (V) em patamares de 100 kg/h ou 200kg/h mantendo constante a vazão de lubrificante (L). Para verificar a pureza do lubrificante, amostras foram coletadas na saída da unidade após cada etapa.

No presente caso, a redução da vazão de vapor (V) ocasiona uma redução do fator de *stripping* (S) conforme visto pela Equação 2. Assim, haverá uma maior concentração de H_2S e de hidrocarbonetos leves no produto de fundo.

O objetivo é então reduzir o consumo de vapor até encontrar uma vazão ótima, na qual o produto de fundo se mantém dentro dos padrões de odor e de ponto de *flash*.

3.3.2 Resultados obtidos

Na Figura 13, são apresentados os patamares de razão V/L em que foram realizados os últimos testes. As amostras foram coletadas após o tempo de residência na torre. O espaçamento Δy equivale a 5 kg/m^3 de razão V/L .

Na Tabela 10, indicam-se os resultados laboratoriais das amostras, bem como as vazões de vapor testadas e a razão V/L obtida. O erro da análise de ponto de *flash* é de $\pm 8^\circ\text{C}$. Por razões operacionais, não foi possível prosseguir para além de $(R - 15) \text{ kg/m}^3$.

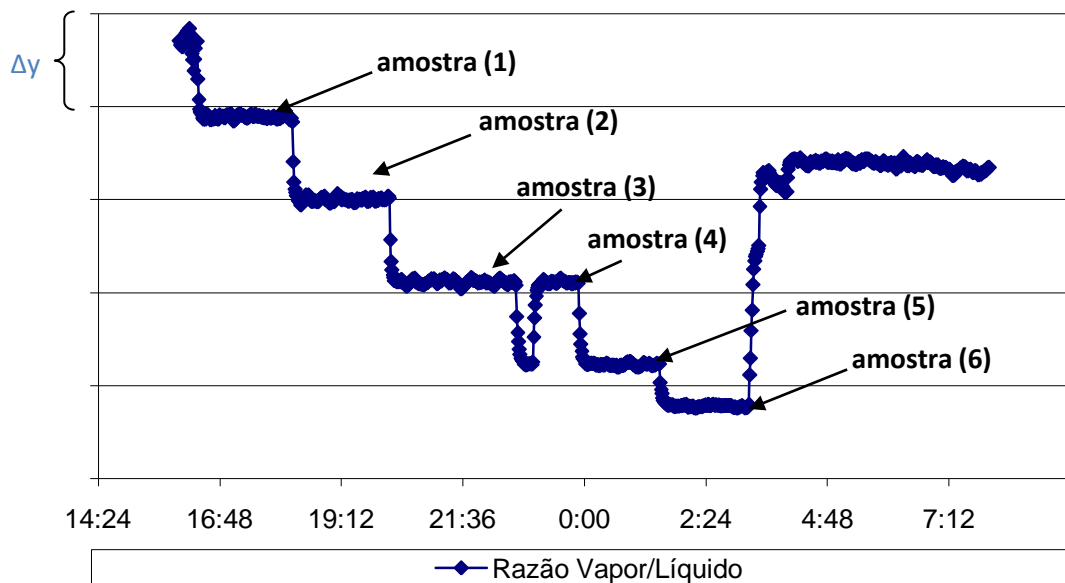


Figura 13 – Resultados do último teste realizado no Hidrotreatamento

Tabela 10 – Resultados do último teste realizado no Hidrotratamento

Amostra	Razão V/L (kg/m ³)	Ponto de <i>flash</i> (°C)	Odor (ppm H ₂ S)
1	R	T	OK
2	R - 4	T - 2	OK
3	R - 8	T - 4	OK
4	R - 8	T - 2	OK
5	R - 13	T - 10	OK
6	R - 15	T - 10	OK

Dentre todas as amostras coletadas, nenhuma apresentou evidências de diminuição do ponto de *flash*, considerando a imprecisão associada à análise. Tampouco o odor dos lubrificantes foi alterado.

Concluiu-se então que a quantidade de vapor empregada estava superestimada para o *stripping* dos traços de H₂S dos óleos básicos. A razão V/L de (R - 15) kg/m³ foi estabelecida no manual de operações da refinaria, salvo quando esta razão levar a uma vazão inferior ao limite operacional mínimo de vazão de vapor.

3.3.3 Estimativa da economia no processo

Um histórico foi levantado de janeiro de 2008 até julho de 2010, e a média histórica de V/L foi de (R + 6) kg/m³, enquanto que a média de vazão da unidade é de 37 m³/h.

O preço da tonelada de MPS para a refinaria é de USD 32,50 na cotação média de julho de 2010. Estima-se então uma economia média anual de:

$$E = ((R + 6) - (R - 15)) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 37 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}} * 365 \frac{\text{dias}}{\text{ano}} * 32,5 \frac{\text{USD}}{1000\text{kg}} \quad (12)$$

$$E \cong 210.000 \frac{\text{USD}}{\text{ano}} \quad (13)$$

A otimização foi aplicada a todos os grupos de lubrificantes.

CONCLUSÕES

As otimizações energéticas foram, portanto, implementadas na refinaria e os seus resultados foram notórios no mesmo mês de julho de 2010, quando houve a premiação devido ao recorde anual de performance energética na área de lubrificantes. O montante total de economias foi estimado em USD 371.000,00 por ano e pode claramente ser ampliado, como foi visto nas seções anteriores.

Após as implementações, foi observado que os produtos continuaram dentro das especificações, mostrando a confiabilidade operacional dessas otimizações. Isto é fruto das ações mencionadas: repetição de testes, monitoramento da unidade para manter sua estabilidade, coleta de amostras no momento correto e, no caso da Desparafinação, aplicação do teste em uma classe de lubrificantes que será ainda purificado.

A criação de aplicativos e controladores é fortemente sugerida como extensão deste trabalho para garantir a continuidade das economias obtidas. Sugere-se na unidade de Hidrotratamento a implementação de um gerenciador que calcule a vazão de vapor através da razão V/L ótima obtida. Esta razão garantirá economias principalmente quando a unidade estiver trabalhando à baixa produção, evitando o uso de vapor além do necessário. Na Extração a NMP, é importante um controlador de temperatura do topo da coluna para evitar o seu resfriamento e a conseqüente perda residual de NMP ou, no caso de aquecimento, o *entrainment* de hidrocarbonetos leves junto com a fase vapor.

Os resultados mostram que, em escala industrial, pequenas alterações podem trazer grandes retornos. Por exemplo, uma economia anual de USD 77.000,00 pode ser alcançada com uma redução de apenas 4°C na temperatura de *flash* de um balão. Ou ainda a economia anual de USD 84.000,00 obtida com um leve aumento de 5m³/h de *by-pass* de uma fornalha.

As metodologias foram aplicadas na cadeia de produção de óleos básicos, no entanto, percebe-se que as operações unitárias nelas envolvidas podem estar presentes em qualquer atividade de engenharia química. Deseja-se portanto que a assimilação dessas metodologias contribua para a busca de novas otimizações.

REFERÊNCIAS

- ABADIE, Elie. **Processos de refino**. Curitiba: UnicenP, 2002.
- BOSCO, Flávio. **A nova era da indústria petroquímica**. Revista Petro&Química. Edição 325. São Paulo, 2010.
- GOMES, Alexandre Leiras. **Refino de petróleo**. Aula 1: Apresentação, Petróleo – conceitos e classificações, Objetivos do refino, Parque de refino. Disponível em: <<http://www.deq.ufpe.br/prh28/Documentos/Refino%20de%20Petroleo.pdf>>. Acesso em: 14 out. 2010.
- HOWSTUFFWORKS. **HowStuffWorks – Destilação fracionada** . Disponível em: <<http://ciencia.hsw.uol.com.br/refino-de-petroleo4.htm>>. Acesso em: 28 out. 2010.
- MAGALHÃES, M. N. **Proposição de análise comparativa no parque de refino brasileiro**. Tese de mestrado submetida à Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2002.
- MARTIN, Jean Luc. **Chaîne des huiles avec traitement à l'hydrogène**. Paris : Ecole Nationale Supérieure du Pétrole et des Moteurs, 2005.
- MARTIN, Jean Luc. **Production des huiles de base: Généralités**. Paris : Ecole Nationale Supérieure du Pétrole et des Moteurs, 2005.
- LEFFLER, William L. **Petroleum refining in nontechnical language**. 3^a edição. Tulsa: Pennwell, 2000.
- SANDLER, I.S.. **Chemical and engineering thermodynamics**. 3^a edição. New York: John Wiley & Sons Inc, 1999.
- SEADER, J.D.; HENLEY, E.J. **Separation process principles**. 2^a edição. New York: John Wiley & Sons Inc, 2006.
- SILVESTRE, Diego Soares. **Inferência da curva de destilação ASTM da destilação atmosférica para controle avançado**. Monografia submetida à Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2005.
- SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à termodinâmica da engenharia química**. 7^a edição. Rio de Janeiro: LTC, 2007.

STELLMAN, Jeanne Mager. **Encyclopedia of occupational health and safety**. 4ª edição. Genebra: International Labour Office, 1998.

SZKLO, Alexandre; ULLER, Victor Cohen. **Fundamentos do refino de petróleo: tecnologia e economia**. 2ª edição. Rio de Janeiro: Interciência, 2008.

TISSOT, B. P.; WELTE, D. H. **Petroleum formation and occurrence**. 2ª edição revisada. Berlin: Springer-Verlag, 1984. p. 375-423.

THOMAS, José Eduardo. **Fundamentos de engenharia do petróleo**. 2ª edição. Rio de Janeiro: Interciência, 2004.

WEIGMANN, Paulo Roberto. **Um enfoque empreendedor e as implicações que o tema transversal e as práticas interdisciplinares afetam na conservação de energia no CEFET/SC**. Seminário Internacional de Metrologia Elétrica. Rio de Janeiro, 2002.

WOZNIAK, Philippe. **Déparaffinage et déshuilage au solvant**. Paris : Ecole Nationale Supérieure du Pétrole et des Moteurs, 2005.

WOZNIAK, Philippe. **Extraction des aromatiques au solvant**. Paris : Ecole Nationale Supérieure du Pétrole et des Moteurs, 2005.

WORLDLINGO. **Intermediário ocidental do Texas**. Disponível em: <http://www.worldlingo.com/ma/enwiki/pt/West_Texas_Intermediate>. Acesso em: 13 out. 2010.

WORLDLINGO. **Petróleo bruto de Dubai**. Disponível em: <http://www.worldlingo.com/ma/enwiki/pt/Dubai_Crude>. Acesso em: 13 out. 2010.

WORLDLINGO. **Amoco Cadiz**. Disponível em: <http://www.worldlingo.com/ma/enwiki/pt/Amoco_Cadiz/1>. Acesso em: 13 out. 2010.

WORLDLINGO. **Oil megaprojects/2008**. Disponível em: <http://www.worldlingo.com/ma/enwiki/en/Oil_megaprojects%252F2008>. Acesso em: 13 out. 2010.

ANEXOS

ANEXO A – TERMODINÂMICA DA OTIMIZAÇÃO APLICADA NA EXTRAÇÃO

Aplicando um balanço de energia na torre, considerando o sistema adiabático e as variações energéticas potenciais desprezíveis, obtém-se:

$$\dot{m}_{in}\hat{H}_{in} = \dot{m}_{out}\hat{H}_{out} \quad (14)$$

Em que:

\dot{m}_{in} : vazão das corrente que entram \hat{H}_{in} : entalpia das correntes que entram
 \dot{m}_{out} : vazão das correntes que saem \hat{H}_{out} : entalpia das correntes que saem

Desmembrando, considerando nenhum refluxo de NMP, vem:

$$\dot{m}_a\hat{H}_a + \dot{m}_{by}\hat{H}_{by} = (\dot{m}_t\hat{H}_t + \dot{m}_f\hat{H}_f - \dot{m}_{N_2}\hat{H}_{N_2}) = K \quad (15)$$

Em que:

\dot{m}_a : vazão da alimentação \hat{H}_a : entalpia da alimentação
 \dot{m}_{by} : vazão do by-pass \hat{H}_{by} : entalpia do by-pass
 \dot{m}_{N_2} : vazão de nitrogênio \hat{H}_{N_2} : entalpia do nitrogênio
 \dot{m}_t : vazão de saída no topo \hat{H}_t : entalpia da saída no topo
 \dot{m}_f : vazão de saída no fundo \hat{H}_f : entalpia da saída no fundo
 K : constante

Durante o teste, apenas as correntes de by-pass e de alimentação foram alteradas. Todos os outros parâmetros da torre foram mantidos constantes e suas energias somadas equivalem a K.

Aplicando um balanço de energia na fornalha:

$$\dot{m}_F\hat{H}_F + \dot{Q}_F = \dot{m}_a\hat{H}_a \quad (16)$$

Em que:

\dot{m}_F : vazão da carga da fornalha \hat{H}_F : entalpia da carga da fornalha
 \dot{m}_a : vazão da alimentação da T103 \dot{Q}_F : calor fornecido pela fornalha

Das duas equações anteriores, vem:

$$(\dot{m}_F\hat{H}_F + \dot{Q}_F) + \dot{m}_{by}\hat{H}_{by} = K \quad (17)$$

Com um balanço de massa, nota-se que:

$$\dot{m}_R = \dot{m}_{by} + \dot{m}_F \quad (18)$$

Em que:

\dot{m}_R : vazão total de refinado

Das duas últimas equações:

$$(\dot{m}_R - \dot{m}_{by})\hat{H}_F + \dot{Q}_F + \dot{m}_{by}\hat{H}_{by} = K \quad (19)$$

Agrupando:

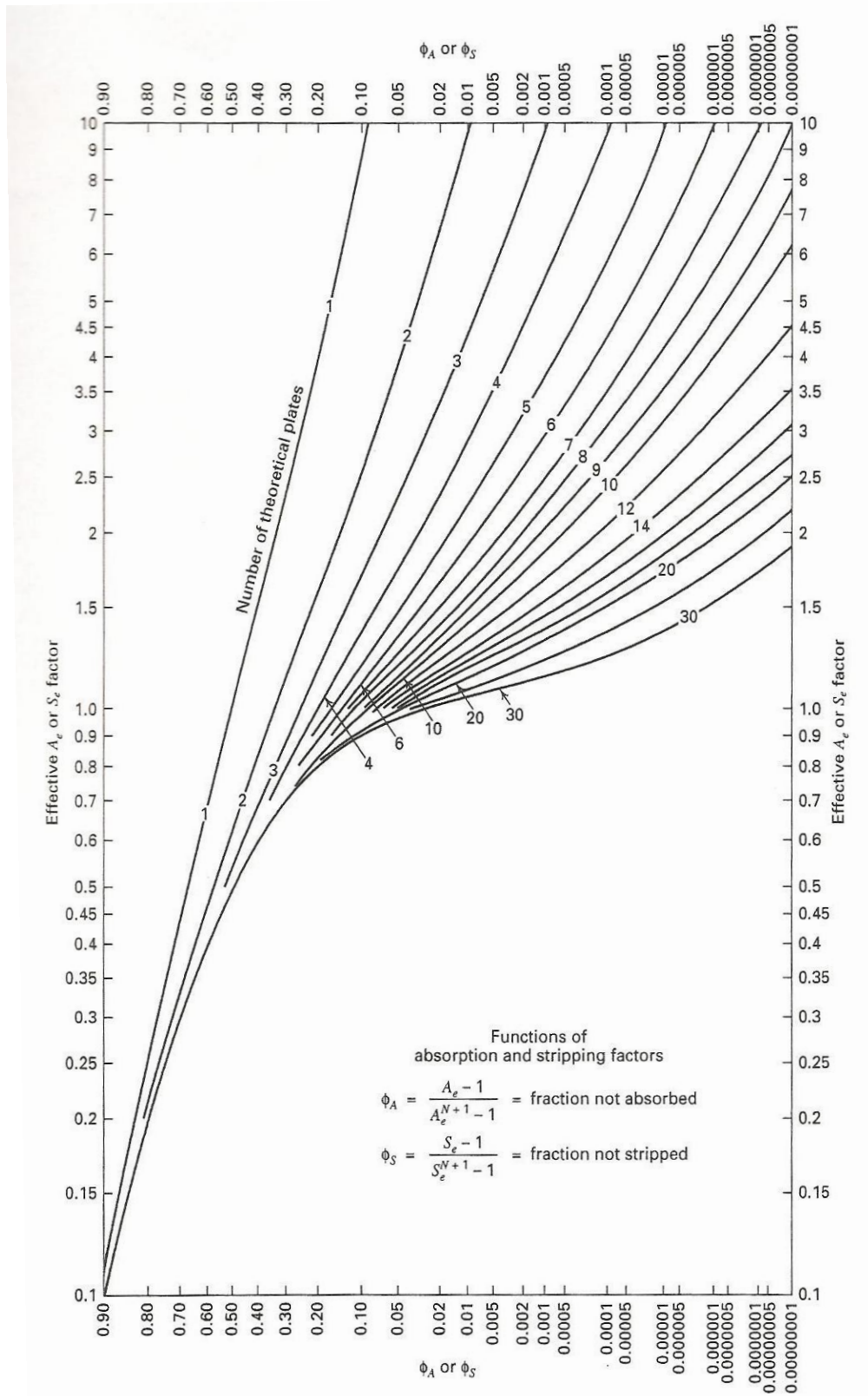
$$\dot{Q}_F + \dot{m}_{by}(\hat{H}_{by} - \hat{H}_F) = K - \hat{H}_F\dot{m}_R \quad (20)$$

$$\dot{Q}_F + \dot{m}_{by}(\hat{H}_{by} - \hat{H}_F) = K_2 \quad (21)$$

Considerando os fluidos como incompressíveis, a entalpia é função apenas da temperatura. A temperatura de entrada nas fornalhas foi mantida constante, bem como a vazão total de refinado. Portanto o lado direito da equação foi constante ao longo do teste.

Para minimizar a queima de gás combustível na fornalha, pela equação acima, maximiza-se o termo $\dot{m}_{by}(\hat{H}_{by} - \hat{H}_F)$. Para isso, deve-se aumentar a temperatura de by-pass, bem como a sua vazão.

ANEXO B – DIAGRAMA DE STRIPPING



Plot of Kremser equation for a single-section countercurrent cascade.
 [From W. C. Edmister, *AIChE J.*, 3, 165-171 (1957).]