

5º CONGRESSO BRASILEIRO DE PESQUISA E DESENVOLVIMENTO EM PETRÓLEO E GÁS



TÍTULO DO TRABALHO:

Estudo técnico e de viabilidade econômica de desasfaltação com fluido supercrítico

AUTORES:

Luiz Carlos Rodrigues Junior

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa

Peter Seidl

INSTITUIÇÃO:

Escola de Química - UFRJ

Este Trabalho foi preparado para apresentação no 5º Congresso Brasileiro de Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás- 5º PDPETRO, realizado pela a Associação Brasileira de P&D em Petróleo e Gás-ABPG, no período de 15 a 22 de outubro de 2009, em Fortaleza-CE. Esse Trabalho foi selecionado pelo Comitê Científico do evento para apresentação, seguindo as informações contidas no documento submetido pelo(s) autor(es). O conteúdo do Trabalho, como apresentado, não foi revisado pela ABPG. Os organizadores não irão traduzir ou corrigir os textos recebidos. O material conforme, apresentado, não necessariamente reflete as opiniões da Associação Brasileira de P&D em Petróleo e Gás. O(s) autor(es) tem conhecimento e aprovação de que este Trabalho seja publicado nos Anais do 5ºPDPETRO.

Estudo técnico e de viabilidade econômica de desasfaltação com fluido supercrítico

Abstract

Economics forecasts shows that in 2025 the heavy oil will be the most important source of fossil energy in the world, since heavy oil reserves worldwide are significantly large. In the Brazil, in special, the newly found sources confirm this trend. Because of this characteristic, the Brazilian oil refining requires different techniques to obtain the fractions of economic interest.

One of these techniques is the propane desasfaltação that aims to extract, through the action of liquid propane at high pressure, a high viscosity oil in the vacuum residue. As a byproduct of the extraction, the asphalt residue is obtained and depending on the type of vacuum residue processed and the operational severity, this can be framed as asphalt or ultra-viscous oil.

Considering the use of heavier oils, the atmospheric residue is becoming a heavier fraction, making the vacuum distillation process economically less attractive. In this work, was proposed a new system for the propane desasfaltação, so as to obtain the same product of the traditional vacuum distillation process, from the same raw material, atmospheric residue, with a lower cost using propane in supercritical conditions.

Introdução

Os processos de extração de componentes leves ainda possuem custos muito elevados e, portanto, novas metodologias e novos estudos técnico-econômicos precisam ser feitos visando à otimização destes processos.

O objetivo do presente trabalho é desenvolver e detalhar um novo processo de desasfaltação à propano, utilizando como carga o RAT e o propano nas condições supercríticas, propondo um fluxograma alternativo, otimizando as variáveis operacionais e fazendo um levantamento de custos preliminar do processo, para avaliar a viabilidade técnica e econômica da aplicabilidade da desasfaltação a solvente em substituição a destilação à vácuo.

O princípio fundamental do processo de extração com fluido supercrítico é que o poder de solubilização destes é maior quanto mais denso ele for, e nas proximidades do ponto crítico um pequeno aumento de pressão produz um grande aumento do poder de solubilização do solvente.

As principais vantagens da extração com fluido supercrítico são as seguintes [6]:

- Permite o processamento a baixas temperaturas;
- Processo de recuperação do solvente supercrítico após o processo de extração, bastante simples;
- Redução dos gastos com energia térmica;
- Maior velocidade no processamento dos materiais;

As propriedades críticas do propano são: $T_c = 96,8^\circ\text{C}$ / $P_c = 4,24 \text{ Mpa}$.

Metodologia

O trabalho começou através da síntese do processo proposto. O fluxograma desenvolvido nesta etapa começa com a entrada do RAT na unidade. Como este resíduo é oriundo do processo de destilação atmosférica, está nas condições da coluna (Atmosférica) e por isso foi incluída uma bomba para aumentar a pressão deste RAT antes de entrar no processo. O propano foi assumido como já estando nas condições supercríticas (100°C e 4450 kPa) e, portanto entra diretamente na unidade. O propano supercrítico foi considerado com sendo um gás de alta densidade. A partir dessa consideração adotaremos uma equação de estado para observar o comportamento do equilíbrio Líquido - Vapor e para executar a extração foi escolhido uma torre absorvedora. Nesta coluna o propano deve entrar pelo fundo, por ser o solvente, e o RAT pelo topo. Pelo fundo deste equipamento sai a fração pesada do RAT, que não foi extraída pelo propano. É a parte mais pesada, similar ao RV. Pelo topo do equipamento saí os hidrocarbonetos extraídos pelo propano, misturados ao solvente. A partir daí vem o processo de separação da mistura produto / propano (saída do topo), totalmente baseado na retirada do solvente de sua condição supercrítica, diminuindo assim sua solubilidade. Inicialmente, como a torre trabalha com temperaturas da ordem de 380°C, foram inseridos dois trocadores de calor em série para resfriar a corrente de topo, e logo em seguida esta corrente sofre uma perda de carga numa válvula, retirando então o solvente da condição supercrítica e diminuindo seu poder de solubilidade. Esta corrente bifásica entra em um vaso separador Líquido - Vapor. Neste vaso, a corrente de fundo é o produto da extração que será enviado para outra unidade para ser tratado, e a corrente de topo é o propano, com 99,99% de pureza. Este propano será reciclado. Para retornar o propano para as condições supercríticas é necessário um compressor e um trocador de calor para resfriar ainda mais o solvente (100°C), uma vez que este é resfriado pelos trocadores de calor do topo da torre de absorção, e diminui ainda mais sua temperatura na válvula responsável por dar a perda de carga, saindo desta a 138 °C. Desta forma o propano recuperado é reciclado para a torre, só sendo necessária uma corrente de make-up do propano para a alimentação da unidade. O processo desenvolvido foi estruturado no simulador de processos HYSYS®, cedido pela Escola de Química – UFRJ, e pode ser visto na figura 1.

A segunda etapa do projeto foi a análise, onde o fluxograma proposto na etapa de síntese será testado para identificar o seu desempenho. É nesta etapa que utilizamos a chamada simulação de processos, que através dos simuladores consegue prever o comportamento do sistema. No presente trabalho foi utilizado o RAT de um óleo pesado [2] que quando caracterizado no HYSYS gerou os pseudo-componentes conforme a tabela 1. Os principais ajustes da simulação estão mostrados na tabela 2.

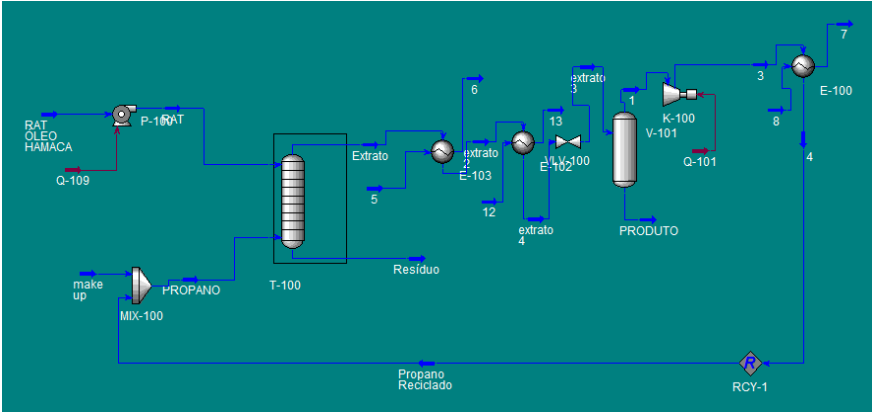


Figura 1 – Fluxograma do processo de Extração com Fluido Supercrítico

Tabela 1 – Composição (Fração Molar) do RAT obtida pela curva de destilação

PSEUDOS	FRAÇÃO MOLAR	CARACTERIZAÇÃO DAS FRAÇÕES
NBP(0)348	0,07	Leve
NBP(0)362	0,08	Leve
NBP(0)376	0,07	Leve
NBP(0)391	0,07	Leve
NBP(0)405	0,06	Leve
NBP(0)420	0,06	Leve
NBP(0)441	0,11	Leve
NBP(0)468	0,11	Leve
NBP(0)494	0,06	Leve
NBP(0)523	0,04	Médio
NBP(0)551	0,03	Médio
NBP(0)579	0,02	Médio
NBP(0)607	0,02	Médio
NBP(0)635	0,02	Pesado
NBP(0)676	0,03	Pesado
NBP(0)733	0,02	Pesado
NBP(0)790	0,02	Pesado
NBP(0)847	0,02	Pesado
NBP(0)903	0,02	Pesado
NBP(0)960	0,02	Pesado
NBP(0)1016	0,02	Pesado
NBP(0)1072	0,02	Pesado

Tabela 2 – Dados da simulação

GERAL	
Modelo Termodinâmico	Peng Robinson
RAT	
Temperatura (°C)	370
Pressão (kPa)	4450
Vazão (kg/h)	9807
PROPANO	
Temperatura (°C)	100
Pressão (kPa)	4450
Vazão (kg/h)	147110

A terceira etapa do projeto foi a otimização das principais variáveis operacionais do processo, desenvolvida também do programa HYSYS®. Para isso, primeiro foi estudada e desenvolvida a função objetivo a ser utilizada. Foi escolhida uma função de natureza econômica, conforme vemos a seguir:

$$F(x) = (\text{Custo do Propano} + \text{Custo de Utilidades} + \text{Custo dos Equipamentos}) / \text{kg de produto extraído}$$

O custo de utilidades e de propano foi obtido multiplicando-se a quantidade utilizada pelo seu custo. Já os custos dos equipamentos foram estimados pelo conjunto de dados propostos por Rudd & Watson [3].

Em seguida foi feito um estudo de análise de sensibilidade para escolher as variáveis primárias da otimização. A função objetiva apresentou apenas a vazão de propano como variável importante para otimização, as demais (P e T de propano / RAT) não se mostraram importante na variação dos custos da unidade.

A seguir foi feita a otimização do processo desenvolvido, utilizando o otimizador multivariável existente no HYSYS®. Os principais parâmetros acertados para a otimização do processo são mostrados na tabela 3.

Tabela 3 – Dados da otimização

Otimizador	ORIGINAL
Variável Primaria	Vazão de Propano
Restrições	Densidade do RV
	> 2%
	< 2%
Esquema	SQP
Máximo número de cálculos	300
Tolerância	0,00001
Iterações Máximas	30
Variação máxima / iteração	10%
Shift A / Shift B	0,0004

Por final foi feita uma análise de viabilidade econômica do processo. Para isso foi estimado o valor do investimento total desta nova unidade, baseado em correlações e valores empíricos para os equipamentos e para os demais custos na instalação e operação desta nova unidade. Em seguida este custo foi comparado com o custo obtido na literatura para as mesmas operações de uma unidade de destilação à vácuo.

Para a estimativa de custos do ISBL (Inside Battery Limits) foi utilizado a seguinte equação:[10]

$$ISBL = f_T * f_D * f_L * \sum IE_i$$

Onde:

IE_i – preço de compra do equipamento i, estimado em um determinado ano, em uma determinada região;

f_T – fator experimental de transferência de região (foi utilizado o valor de 1, negligenciando este parâmetro);

f_D – fator de atualização dos preços para o ano vigente (foi utilizado a atualização a partir do parâmetro de Marshall e Swift em cada estimativa de custo de equipamento);

f_L – fator experimental que considera a aquisição de outros itens indispensáveis a instalação dos equipamentos, como isolamento térmico, tubulações, entre outros (foi utilizado o valor de 4,8).

Os custos dos equipamentos foram estimados através das correlações de GUTHRIE [4], que são correlações mais atuais e precisas que as utilizadas na etapa de otimização.

O custo da unidade de destilação a vácuo, com capacidade de processamento igual a da unidade simulada foi calculado a partir do procedimento estabelecido em [5], chamado de método de fator de potência. Então foi comparado o investimento total nas 2 unidades, que executam basicamente o mesmo serviço, chegando-se a conclusão sobre a viabilidade econômica do processo.

Resultados e Discussão

A otimização do processo alcançou um valor ótimo da razão de solvente / Carga de 5,10. As iterações podem ser vistas na tabela 4.

Tabela 4 - Otimização

Iteração	Razão Solv./Óleo	Função Objetiva	Vazão Mássica (kg/h)	Restrição 1	Restrição 2
1	15,00	36,64	147110,0000	18,67	24,06
2	14,87	36,43	145873,0904	18,60	24,13
3	12,51	32,53	122715,3810	16,65	26,08
4	8,59	26,07	84270,9912	11,92	30,80
5	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
6	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
7	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
8	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
9	7,61	24,49	74608,3441	10,01	32,72
10	5,10	20,62	49968,8379	2,67	40,06
11	5,10	20,62	49987,3262	2,71	40,02

Com esta razão Solvente / Carga, foram extraídos 100% dos componentes classificados como leves. Os componentes leves foram pouco extraídos e já os componentes ditos pesados praticamente não foram extraídos. Este comportamento pode ser visto na tabela 5.

Tabela 5 - Resultado da Otimização: Componentes Extraídos

	Carga RAT (kgmole/h)	Classificação	Produto de Topo (kgmole/h)	% Recuperação
NPB348	1,28088	Leve	1,2809	100,00
NPB362	1,48858	Leve	1,4886	100,00
NPB376	1,41732	Leve	1,4173	100,00
NPB391	1,31863	Leve	1,3186	100,00
NPB405	1,26194	Leve	1,2619	100,00
NPB420	1,20070	Leve	1,2007	100,00
NPB441	2,15676	Leve	2,1568	100,00
NPB468	2,07916	Leve	2,0792	100,00
NPB494	1,19750	Leve	1,1974	100,00
NPB523	0,78276	Médio	0,7697	98,34
NPB551	0,60247	Médio	0,3341	55,46
NPB579	0,48568	Médio	0,1223	25,19
NPB607	0,40869	Médio	0,0521	12,75
NPB635	0,35468	Pesado	0,0232	6,54
NPB676	0,57586	Pesado	0,0138	2,39
NPB733	0,46178	Pesado	0,0025	0,55
NPB790	0,41376	Pesado	0,0005	0,12
NPB847	0,39535	Pesado	0,0001	0,03
NPB903	0,39688	Pesado	0,0000	0,01
NPB960	0,41607	Pesado	0,0000	0,00
NPB1016	0,46012	Pesado	0,0000	0,00
NPB1072	0,41287	Pesado	0,0000	0,00

Foi então testada a viabilidade técnica deste processo na substituição da destilação a vácuo. Esta viabilidade foi provada a partir do desempenho semelhante mostrado a partir da mesma carga processada. Esta comparação é mostrada na figura 2.

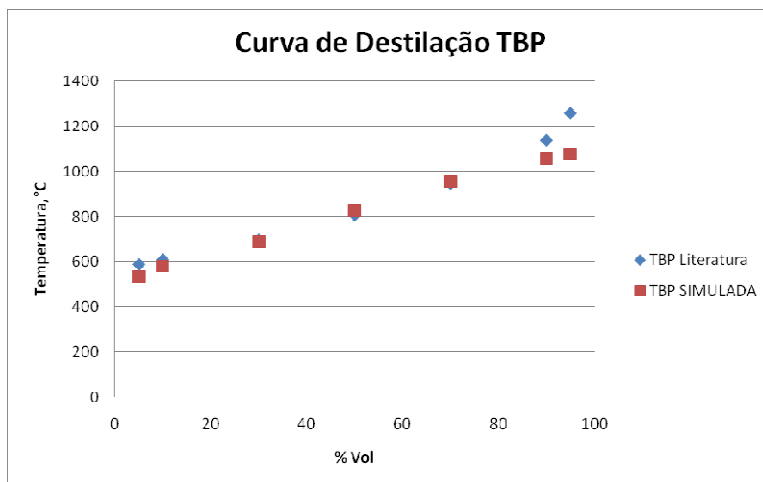


Figura 2 - Curva de Destilação TBP (RV x Simulado)

Sendo confirmada a viabilidade técnica, foi estudada a viabilidade econômica do processo. Os custos calculados para os equipamentos (Custos instalados) da unidade simulada são mostrados na tabela 5. Estes dados foram colocados em um gráfico para mostrar a importância percentual de cada um dos equipamentos no custo final do ISBL. Este gráfico é mostrado na figura 3.

Tabela 5 - Cálculo do ISBL

Equipamentos	Custo de Compra	fL	fT	Custo Total
V-101	\$67.497,49	-	1,0	\$67.497,49
Bomba	\$13.670,52	4,8	1,0	\$65.618,50
E-100	\$126.934,70	-	1,0	\$126.934,70
E-102	\$112.128,72	-	1,0	\$112.128,72
E-103	\$96.616,72	-	1,0	\$96.616,72
Compressor	\$479.517,35	-	1,0	\$479.517,35
Torre	\$58.146,26	-	1,0	\$58.146,26
ISBL				\$1.006.459,73

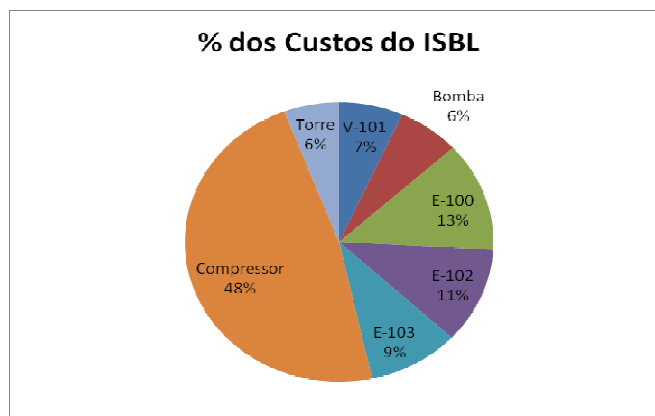


Figura 2 - % dos Custos do ISBL

5º CONGRESSO BRASILEIRO DE PESQUISA E DESENVOLVIMENTO EM PETRÓLEO E GÁS

Em seguida foram calculados os demais custos que envolvem a instalação e operação de uma unidade de processo. O detalhamento da metodologia de cálculo empregada assim como os valores calculados estão mostrados na tabela 6.

Tabela 6 - Cálculo do Investimento Total

ISBL	\$1.006.459,73	
OSBL	\$452.906,88	45% do ISBL
Investimento direto	\$1.459.366,62	ISBL + OSBL
Investimento indireto	\$364.841,65	25% I direto
Investimento fixo	\$1.824.208,27	
Investimento Partida	\$182.420,83	10% fixo
Capital de Giro	\$300.994,36	15% I total
INVESTIMENTO TOTAL	\$2.307.623,46	

Por último foi calculado o custo da unidade de destilação a vácuo, e comparado o valor com o investimento total da unidade desenvolvida. O cálculo do custo está detalhado na tabela 7, enquanto que a comparação entre os custos das mesmas são mostradas na tabela 8.

Tabela 7 – Cálculo do custo da unidade de destilação à vácuo

Carga Original (bpd)	100000
Custo Original (1999) [1]	60.000.000,00
Fator de Capacidade (x) [5]	0,7
M&S	
1999	1050
2007	1373,5
Custo Original Atualizado (2007)	78.485.714,29
Carga Simulada (bpd)	1509,6
CUSTO FINAL	4.168.635,63

Tabela 8 - Viabilidade Econômica

Processo	Custo
Convencional	4.168.635,63
Simulado	2.307.623,46
Diferença	44,64%

Conclusões

O processo desenvolvido tem como objetivo substituir o tradicional processo de destilação à vácuo, que por seus altos custos não vem sendo utilizado nas novas refinaria da Petrobras que processam óleo pesado nacional. Para este fim, o processo de desasfaltação com propano supercrítico se mostrou viável tecnicamente, uma vez que reproduziu os resultados existentes na literatura para o

processo de destilação à vácuo. Foi também mostrada a viabilidade econômica do processo, uma vez que pelo levantamento econômico preliminar de custos, o investimento total do novo processo foi da ordem de 45% menor que o investimento numa unidade de destilação à vácuo. Esta grande diferença de investimento poderia viabilizar a instalação desta unidade mesmo processando um óleo pesado nacional.

Agradecimentos

Os autores agradecem ao apoio financeiro da Agência Nacional do Petróleo – ANP – e da Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP – por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás – PRH-ANP/MCT, em particular ao PRH 13, da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

Referências Bibliográficas

1. Gary, J. H.; Handwerk, G.H. Petroleum Refining. Technology and economics, 4ª Edição, 2001
2. Disponível em: http://en.wikipedia.org/wiki/crude_oil_assay. Acesso em: 01 de novembro de 2008
3. Rudd, D.F.; Watson, C.C. Strategy of Process Engineering, Editora J. Wiley, 1968.
4. Douglas J.M. Conceptual Design of Chemical Processes – Edição Internacional. Editora McGraw-Hill, p. 568-577, 1988.
5. Timmerhaus, K.D.; Peters, M.S. Plant Design and Economics for Chemical Enginners, 4 Edição. Editora McGraw-Hill, p. 185-187, 1991.
6. Acesso em: 31 maio 2009 . Disponível em: <http://www.agronex.ufba.br/fluido.html>