

MODELAGEM E SIMULAÇÃO DA EXTRAÇÃO LÍQUIDO – LÍQUIDO DO FENOL EM EFLUENTES DE REFINARIAS DE PETRÓLEO UTILIZANDO ETILENO GLICOL

Mayra Kerolly Sales Monteiro¹; João Miller de Melo Henrique¹; Vanessa Rafaela Cruz Moura¹;
Makezia Mayara da Costa Freitas¹

¹ Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química -
mayra.kerolly@gmail.com ; joamiller@ufersa.edu.br ; vanessa.rafaela@hotmail.com ;
makeziamayara@hotmail.com

RESUMO

O processo de separação líquido – líquido mais utilizado industrialmente é a extração por solventes. Para representar o equilíbrio de fases deste processo são empregados modelos de coeficiente de atividade. Esses modelos, por sua vez, possuem parâmetros de interação intermoleculares que precisam ser previamente determinados a partir de dados experimentais no equilíbrio líquido – líquido (ELL). O comportamento dos dados experimentais foi correlacionado com os modelos de predição dos coeficientes de atividade NRTL e UNIQUAC pela simulação do software Aspen Plus 7.3 para cada componente da mistura ternária nas condições experimentais. O comportamento das curvas binodais e das linhas de amarração apresentadas pelos dados experimentais mostraram desvios quando sobrepostas pelas previstas pelo modelo NRTL e UNIQUAC. O afastamento dos dados experimentais do comportamento predito pelos modelos termodinâmicos não comprometeu a simulação do processo de extração. Visando simular o processo de remoção do fenol no tolueno em efluentes de refinarias de petróleo utilizando o etileno glicol como um solvente de extração, foi empregado o software Aspen HYSYS 7.3 a partir dos parâmetros de interação estimados pelo software REGRESS 7.11.0 tendo como base os dados experimentais da mistura ternária em análise a 293.15 K. Cálculos do equilíbrio líquido-líquido utilizando o software SPECS 5.63 foram realizados para comprovar a existência de duas fases líquidas estáveis e imiscíveis no equilíbrio. Palavras-chaves: Extração líquido-líquido, fenol, etileno glicol, tolueno.

1. INTRODUÇÃO

O processamento de petróleo tem em seu sistema produtivo vários pontos em que as correntes de efluentes hídricos contêm altas quantidades de compostos tóxicos, dos quais provocam danos claros ao meio ambiente. Desta forma a remoção destes compostos em efluentes da indústria petroquímica vem sendo um dos setores indústrias para o qual o

enquadramento das normas ambientais se torna mais urgente [BEZERRA et al., 2003].

Dentre os poluentes prioritários que são encontrados mais frequentemente em efluentes de refinarias de petróleo estão os compostos fenólicos. Quando a concentração de fenol é baixa, sua remoção pode ser realizada através de processos de oxidação biológica, química e eletroquímica. Entretanto, em concentrações maiores que

50ppm, deve ser desenvolvido o processo de extração líquido – líquido em virtude de sua viabilidade econômica [BARROS et al., 2013].

Uma das fontes de matéria prima para a obtenção do fenol é o tolueno, outro componente presente em tais efluentes industriais. Dados de equilíbrio líquido – líquido de misturas ternárias contendo dióis e arenos como componentes representam estudos interessantes na concepção de processos de separação industrial. Por sua vez, o etileno glicol puro ou combinado com outros solventes pode ser utilizado para a extração do fenol em compostos arenos [FANGFANG et al., 2016].

O processo de extração líquido-líquido é baseado na propriedade de imiscibilidade de líquidos. Envolve a transferência de um soluto entre duas fases líquidas imiscíveis em contato uma com a outra. No processo, a fase I (soluto e diluente) é colocada em contato com a fase II (solvente de extração) até o sistema atingir o equilíbrio com a formação de duas fases líquidas imiscíveis, neste ponto o soluto se encontra em maior concentração no extrato (fase rica em solvente) e em menor concentração no refinado (fase rica em diluente) [CALDAS et al., 2007].

Neste contexto, o objetivo deste trabalho é obter a simulação de um processo de extração líquido – líquido do fenol no

tolueno em efluentes de refinarias de petróleo por meio da utilização do etileno glicol como agente extrator, através de uma modelagem computacional dos parâmetros intermoleculares do sistema ternário utilizando os modelos termodinâmicos de coeficiente de atividade UNIQUAQ e NRTL. Além de correlacionar o comportamento dos dados experimentais com os preditos pelos modelos e realizar cálculos de ELL para comprovar a imiscibilidade entre o tolueno e o etileno glicol na coexistência do equilíbrio.

2. METODOLOGIA

2.1 Modelos termodinâmicos para o coeficiente de atividade

O coeficiente de atividade mede o grau de afastamento da mistura em relação ao comportamento ideal, considerando tanto a disposição das moléculas na solução, quanto a formação ou quebra de ligações entre moléculas, ocorridas durante o processo de mistura de componentes puros [MADURO et al., 2005].

Existem vários modelos que são utilizados para a correlação de coeficientes de atividade como a expansão de Redlich/Kister, a equação de Margules e as equações de Van Laar. Estas são utilizadas em um tratamento mais geral com grande flexibilidade no ajuste de dados de equilíbrio líquido-vapor para

sistemas binários, mas não é possível a extensão para sistemas multicomponentes e não incorporam dependência explícita com a temperatura [HACKBART, 2007].

Os desenvolvimentos teóricos modernos da termodinâmica molecular do comportamento de soluções líquidas estão baseados no conceito de composição local. Este conceito tem o fundamento em que no interior de uma solução líquida, composições locais, diferentes da composição global da mistura, são supostamente responsáveis pelas orientações moleculares de curto alcance e não aleatórias que resultam de diferenças no tamanho molecular e das forças intermoleculares [SMITH et al., 2000].

Este conceito foi primeiramente introduzido por Wilson em 1964 com a equação de Wilson e, baseadas nesta, surgiram às equações NRTL (Non-Random-Two-Liquid) de Renon e Prausnitz (1968) e UNIQUAC (Universal Quase-Chemical) de Abrams e Prausnitz (1975). Estas equações representam as propriedades de misturas fortemente não ideais melhor que as equações clássicas, apresentam dependência de seus parâmetros com a temperatura e são facilmente estendidas para misturas multicomponentes usando apenas parâmetros de interação binária [FERRAZ et al., 2011]. Diferentemente da equação de Wilson, os modelos NRTL e UNIQUAC representam

tanto o equilíbrio líquido-vapor quanto o equilíbrio líquido-líquido, por isso estas duas últimas equações serão utilizadas para representar o sistema de equilíbrio em questão.

2.1.1. O Modelo NRTL

O modelo NRTL possui dois parâmetros equivalentes aos de Wilson e mais um terceiro parâmetro (α) para quebrar o critério de estabilidade que impede a representação do equilíbrio líquido-líquido pelo modelo de Wilson. Em termos de energia livre de excesso (G^E), o modelo NRTL é dado pela equação abaixo:

$$\frac{G^E}{RT} = \sum_{i=1}^N x_i \frac{\sum_{j=1}^N \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{k=1}^N G_{ki} x_k} \quad [1]$$

Para a estimativa dos parâmetros do modelo NRTL, primeiramente fixou-se os valores do parâmetro α_{ij} entre 0,2 e 0,47; sempre usando 0,2 para os pares parcialmente miscíveis, e 0,3 a 0,47 para os pares completamente miscíveis entre si. Com estes valores fixos, estimaram-se os valores a_{ij} e a_{ji} . Estimado estes parâmetros, fixou-os e estimou-se α_{ij} e assim sucessivamente até a convergência dos parâmetros.

2.1.2. O Modelo UNIQUAC

Este modelo é baseado na teoria da mecânica estatística utilizada por Guggenheim na sua teoria quase química para moléculas não-randômicas de misturas contendo componentes de diferentes tamanhos. Entretanto, o UNIQUAC é aplicável a misturas nas quais suas moléculas diferem apreciavelmente em sua forma e tamanho. O cálculo de G^E pelo modelo UNIQUAC é dado por um termo combinatorial e por um termo residual.

$$G^E = G_{combinatorial}^E + G_{residual}^E \quad [2]$$

A equação UNIQUAC para G^E parcial molar consiste em duas partes: uma parte combinatorial, que descreve as contribuições entrópicas dos componentes, e uma parte residual; que expressa às forças intermoleculares que são responsáveis pela entalpia de mistura. A parte combinatorial depende apenas da composição, do tamanho e forma das moléculas, necessitando apenas de dados do componente puro; no entanto, a parte residual depende das forças intermoleculares, de onde aparecem os dois parâmetros ajustáveis. A equação tem a seguinte forma para sistemas binários:

$$\frac{G^E}{RT} = \frac{G_{combinatorial}^E}{RT} + \frac{G_{residual}^E}{RT} \quad [3]$$

Para a estimativa dos parâmetros do modelo UNIQUAC são necessários: o volume

de van der waals da molécula i (r_i), a área superficial de van der waals da molécula i (q_i) e a área superficial modificada de van der waals para o componente i (q_i^*). Estes valores foram obtidos em HACKBART [2007].

2.2 Modelagem computacional para o ELL

O Aspen Plus 7.3 foi o software utilizado para correlacionar a predição do comportamento das curvas binodais e das linhas de amarrações dos modelos UNIQUAC e NRTL com o obtido experimentalmente. O Aspen Plus tem um banco de dados para cada componente da mistura ternária e leva em consideração as condições do sistema.

O REGRESS 7.11.0 foi o software utilizado para estimar os parâmetros de interação intermolecular dos componentes da mistura ternária. A estimativa é feita a partir do conhecimento dos dados experimentais. A partir da estimativa destes parâmetros torna-se possível simular um processo de extração líquido-líquido industrial tendo como pressuposto as condições experimentais estudadas.

O Aspen HYSYS 7.3 foi o software utilizado para simular o processo de extração industrial a partir dos parâmetros de interação intermolecular estimados pelo REGRESS baseado no modelo UNIQUAC.

O SPECS 5.63 foi o software utilizado para prever a formação de duas fases



líquidas estáveis e imiscíveis após equilíbrio. Para esse fato ocorrer foi necessário adotar um sistema binário puro formado entre a fase diluente e o solvente de extração. As frações referentes à curva de instabilidade que comprava a formação de duas fases líquidas imiscíveis foram obtidas a partir do cálculo flash também por meio do SPECS.

2.3 Cálculos do ELL

Cálculos de equilíbrio líquido-líquido foram realizados para comprovar a existência de uma região de instabilidade durante a estimativa da energia livre de Gibbs numa mistura binária. Se, quando a mistura ocorrer, um sistema puder atingir um menor valor da energia de Gibbs através da formação de duas fases em vez de somente uma, então o sistema se divide em duas fases. Na realidade, essa é a situação representada entre os pontos α e β na curva II da Figura 1, porque a linha reta tracejada, ligando os pontos α e β , representa a energia livre de Gibbs que seria obtida na faixa de estados constituídos por duas fases com composições x^α e x^β em várias proporções. Assim, a curva cheia, mostrada entre os pontos α e β , não pode representar fases estáveis em relação à separação de fases. Os estados de equilíbrio entre α e β são constituído por duas fases.

Fonte: SMITH, 2000.

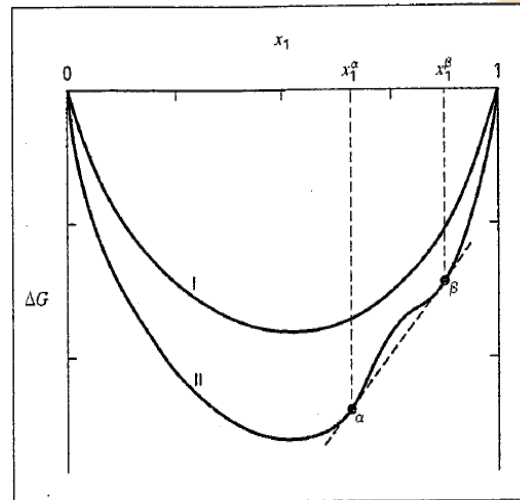


Figura 1: Energia livre de Gibbs de mistura. Na curva I existe completa imiscibilidade. Na Curva II existem duas fases líquidas e imiscíveis entre α e β .

Para que a mistura não apresente a formação de duas fases líquidas estáveis e imiscíveis, ou seja, para que a mistura binária seja um sistema de total miscibilidade, deve-se em todas as frações molares, segundo FILHO [2010], satisfazer a seguinte condição:

$$\frac{d^2 \left(\frac{\Delta G}{RT} \right)}{dx_1^2} > 0 \quad [4]$$

Essa exigência reordenada e escrita para um sistema binário torna-se:

$$\frac{\Delta G}{RT} = x_1 \ln x_1 + x_2 \ln x_2 + \frac{G^E}{RT} \quad [5]$$

Onde: $G^E = x_1 \ln \gamma_1 + x_2 \ln \gamma_2$

3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

3.1. Curva binodal

A mistura ternária analisada continha etileno glicol + fenol + tolueno a 293.15K no equilíbrio. A curva binodal experimental deste sistema foi obtida pelos dados coletados por SEMENIUK [1996]. As frações molares de todos os componentes experimentalmente, bem como os dados referentes aos modelos UNIQUAC e NRTL extraídos do banco de dados do software Aspen Plus 7.3 para o sistema em análise são ilustradas na Figura 2 através da sobreposição das três curvas binodais.

Fonte: Autoria Própria

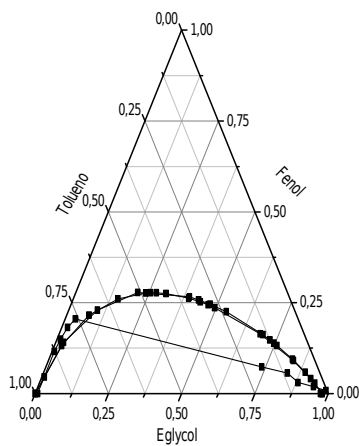


Figura 2: Sobreposição das curvas binodais (experimental em relação às previstas pelos modelos NRTL e UNIQUAC) em um diagrama ternário do sistema etileno glicol + fenol + tolueno a 293.15 K.

3.2. Linhas de amarração

Para a determinação das frações molares de cada componente da mistura ternária no

equilíbrio foram feitas as curvas de calibração na fase extrato e na fase refinado a temperatura de 293.15K. Desta forma, SEMENIUK [1996] obteve as linhas de amarração dos dados experimentais no melhor ajuste. As tendências das linhas de amarração foram previstas pelo modelo UNIQUAC e NRTL utilizando o banco de dados do software Aspen Plus 7.3 para a mistura em análise. As frações molares no equilíbrio de cada componente, tanto na fase extrato quanto na fase refinado experimental, do modelo UNIQUAC e do modelo NRTL, são ilustradas na Figura 3 através da sobreposição das respectivas linhas de amarração.

Fonte: Autoria Própria

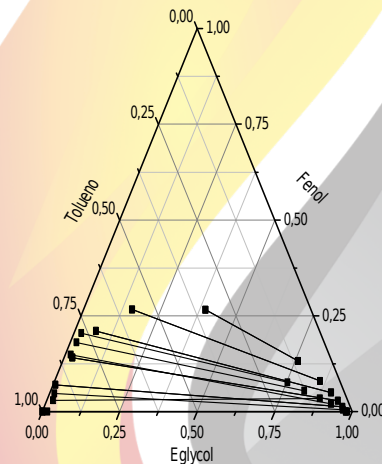


Figura 3: Sobreposição das linhas de amarração (experimental em relação às previstas pelos modelos NRTL e UNIQUAC) em um diagrama ternário do sistema etileno glicol + fenol + tolueno a 293.15 K.

Observa-se através das Figuras 2 e 3 a correlação feita tanto entre as curvas

binodais quanto entre as linhas de amarrações experimentais e as dos modelos UNIQUAC e NRTL que predizem o comportamento da mistura ternária a 293.15K. Em relação à Figura 2, observa-se que a curva binodal experimental se distanciou da curva predita pelos modelos, tendo em vista os erros de visualização na determinação do ponto de turbidez. Por sua vez, os modelos UNIQUAC e NRTL mostraram comportamentos semelhantes para a mistura ternária tanto na curva binodal quanto nas linhas de amarração, o que caracteriza sua predição como satisfatória para o comportamento da mistura no equilíbrio. Como mostra a Figura 3, as linhas de amarração dos dados experimentais se distanciaram do comportamento predito pelos modelos em virtude de erros na injeção das amostras no cromatógrafo.

3.4. Modelagem termodinâmica

Os dados experimentais do equilíbrio líquido-líquido dos sistemas ternários Etileno glicol + fenol + tolueno nas temperaturas de 293.15 K foram utilizados para calcular os parâmetros de interação binária entre os componentes através dos modelos NRTL e UNIQUAC. O software REGRESS 7.11.0 foi empregado no cálculo da estimativa destes parâmetros.

Os parâmetros de interação binária obtidos para os pares moleculares dos modelos NRTL e UNIQUAC são mostrados nas Tabelas 1 e 2, respectivamente. Os desvios RMSD (Root Mean Square Deviation) foram calculados conforme HACKBART [2007], a partir das composições experimentais baseando-se na memória de cálculo do REGRESS 7.11.0 para cada componente da mistura ternária.

Tabela 1: Parâmetros de interação binária do modelo de NRTL e valor dos desvios RMSD entre os dados experimentais e calculados para os sistemas estudados.

Unidade dos Parâmetros (K)	Estimado pelo REGRESS		RMSD (%)	
A12	-234,87	A21	-301,33	0,230974
A13	626,25	A31	766,49	
A23	-193,69	A32	342,75	

Tabela 2: Parâmetros de interação binária do modelo de UNIQUAQ e valor dos desvios RMSD entre os dados experimentais e calculados para os sistemas estudados.

Unidade dos Parâmetros (K)	Estimado pelo REGRESS		RMSD (%)	
B12	-194,07	B21	-123,74	0,12436
B13	185,7	B31	405,31	
B23	-198,77	B32	265,6	

A partir da estimativa dos parâmetros de interação intermolecular pelo REGRESS 7.11.0 com valores de RMSD (%) mínimos, torna-se teoricamente possível a simulação do processo de extração líquido – líquido do fenol no tolueno por etileno glicol tendo como condições de processamento as experimentais.

3.5. Simulação do processo de extração líquido – líquido

Para a realização da simulação do processo de extração líquido – líquido da mistura ternária etileno glicol + fenol +

tolueno a 293.15 K foi utilizado o software Aspen HYSYS 7.3. Os parâmetros de interação intermolecular estimados pelo REGRESS para o modelo preditivo UNIQUAC mostrado na Tabela 2, foram utilizados no Aspen HYSYS 7.3 com o intuito de simular o processo de extração do fenol no tolueno pelo etileno glicol a partir da formação de duas fases líquidas imiscíveis no equilíbrio. A Figura 4 mostra um fluxograma da planta do processo de extração líquido – líquido. A Tabela 3 mostra quantitativamente os parâmetros termodinâmicos de cada corrente durante o processo simulado.

Fonte: Autoria Própria

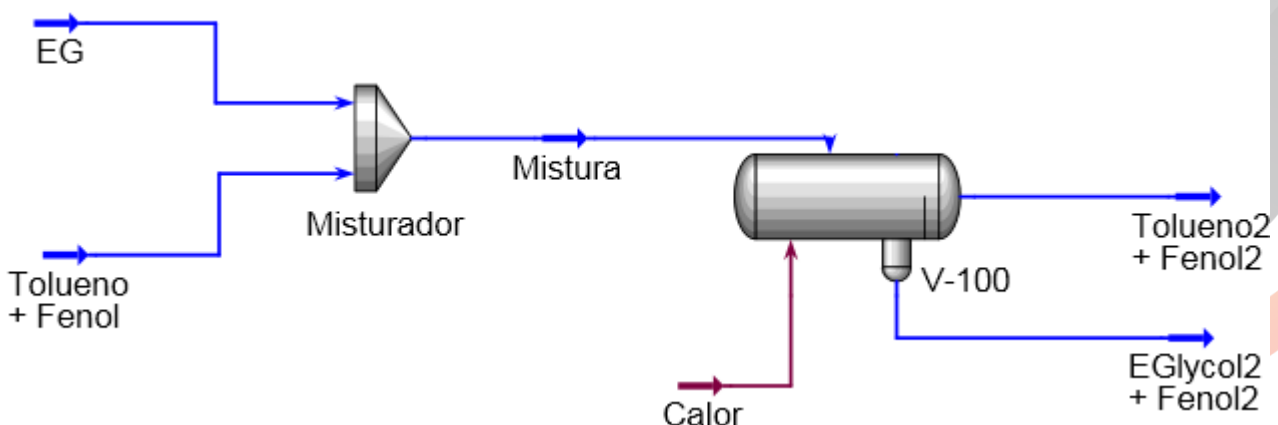


Figura 4: Fluxograma da planta do processo de extração do fenol no tolueno pelo etileno glicol a 293.15 K, simulada no Aspen HYSYS.

A Figura 4 e a Tabela 3 mostram que o início do processo é representado por duas correntes de alimentação em um misturador, sendo uma do diluente (tolueno) junto com o soluto (fenol), em 0.8 e 0.2 de frações molares, respectivamente. A segunda corrente é o solvente de extração (etileno glicol) que deve ser seletivo ao soluto e imiscível ao diluente em fração molar igual 1. O misturador (MIX-100) tem a função de formar uma corrente de saída homogênea a partir das suas correntes de entrada e fornecê-la ao decantador (V-100), sendo as frações molares de tolueno, fenol e etileno glicol iguais a 0.4, 0.1 e 0.5, respectivamente. No decantador ocorre a extração propriamente dita, ou seja, é nesse ponto que o etileno glicol extrai parte do soluto (fenol) do diluente (tolueno), seguindo para o fundo do decantador por diferença de densidade.

Devido à imiscibilidade entre o etileno glicol e o tolueno ocorre a formação de duas fases líquidas estáveis coexistindo em equilíbrio. Uma das fases é rica em tolueno (diluente) e contém baixa concentração de fenol sendo denominada de refinado, apresentando em frações molares 0.6215 de tolueno, 0.0801 de fenol e 0.2983 de etileno glicol. Já a outra é uma fase rica em etileno glicol (solvente) que contém alta concentração de fenol denominada de extrato, apresentando em frações molares 0.1309 de tolueno, 0.1241 de fenol e 0.7450 de etileno glicol. Consequentemente, as correntes de refinado e extrato seguem para seus respectivos vasos de separação que, ao receberem um fluxo de calor, ocorre à separação dos componentes puros por diferença de pontos de ebulição, finalizando assim o processo.

Tabela 3: Temperatura, pressão, fluxo e frações de cada corrente do processo de extração após simulação.

Corrente	Eglycol	Tolueno+Fenol	Mistura	Tolueno2+Fenol2	EGlycol2+Fenol2
T (°C)	25	25	25	25	25
P (kPa)	101,325	101,325	101,325	101,325	101,325
Fluxo Molar (kgmol/h)	100	100	200	109,7	90,3
Fração Molar (Tolueno)	0	0,8	0,4	0,6215	0,1309
Fração Molar (Fenol)	0	0,2	0,1	0,0801	0,1241
Fração Molar (EGlycol)	1	0	0,5	0,2983	0,745

3.6 Cálculos do ELL

Termodinamicamente é possível comprovar a formação de duas fases líquidas imiscíveis no processo de extração líquido-líquido tendo como base os dados experimentais de uma mistura ternária. Para isso, foi levada em consideração a mistura binária entre o diluente (tolueno) e o solvente de extração (etileno glicol) em cálculos de equilíbrio líquido-líquido. Os parâmetros de interação intermolecular da mistura ternária estudada, estimados pelo REGRESS 7.11.0 foram inseridos no SPECS 5.63 para a obtenção das frações de tolueno e etileno glicol no equilíbrio adotando para o fenol uma composição nula no intuito de comprovar a formação das duas fases líquidas imiscíveis.

À temperatura e à pressão constantes, a função que melhor se ajustou na curva que representa o ΔG da mistura binária, apresentou um valor negativo em sua segunda derivada dentro do intervalo das frações que forma a curva de instabilidade, comprovando a presença da região de instabilidade e evidenciando a formação de duas fases líquidas estáveis e imiscíveis. Por sua vez, essas frações que formam a curva de instabilidade são do etileno glicol e do tolueno nos pontos de mínimo de cada fase imiscível, como mostra a Figura 5, e são obtidas pelo SPECS 5.63 no FLASH dentro das condições indicadas pelos parâmetros do

modelo UNIQUAC. A Figura 6 mostra a rotina do cálculo flash no SPECS 5.63 nas condições dos parâmetros de interação intermolecular. Com o resultado do cálculo da energia livre de Gibbs para a mistura binária etileno glicol e tolueno, tendo tanto os coeficientes de atividade quanto as frações molares para os dois componentes da mistura fornecidos pelo SPECS 5.63, nas condições dos parâmetros de interação estimados pelo modelo UNIQUAC, foi possível traçar uma curva $\Delta G - x_1$ como mostra a Figura 5 e assim determinar a função que melhor representaria a variação da energia livre de Gibbs da mistura em relação às frações de tolueno (x_1).

Fonte: Autoria Própria

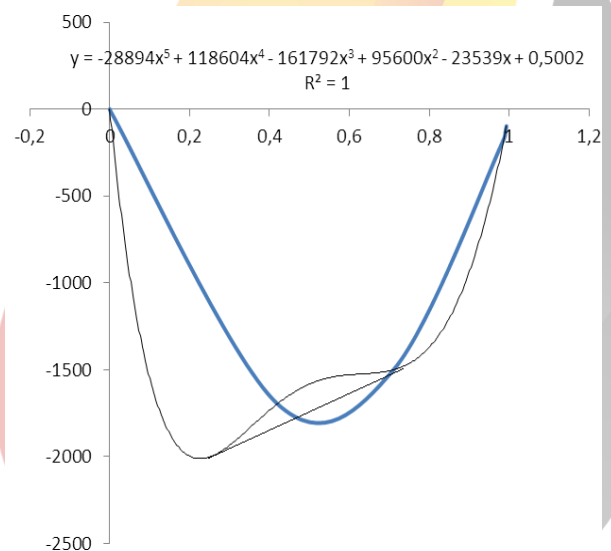


Figura 5: Curva $\Delta G - x_1$ para o sistema de duas fases líquidas (Tolueno + Etileno Glicol) imiscíveis.



II CONEPETRO

II CONGRESSO NACIONAL DE ENGENHARIA DE
PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS
IV WORKSHOP DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO

```
#1-Prj1-Thm1- PT Flash-T#1
INPUT: T = 300.000 K; P = 1.00000 atm
-----
THE NUMBER OF PHASES IS: 2
MOLE FRACTIONS IN EACH PHASE ARE:
Toluene      0.901048  0.249485
Phenol       0.000000  0.000000
Ethylene glycol 0.098952  0.750515

Fraction     = 0.384483  0.615517
Compressibility cannot be calculated with the selected model:
(Different thermodynamic model in liquid and vapour phases)

-----
THERMODYNAMIC MODEL
-----
```

Figura 6: Imagem do SPECS referente à rotina do cálculo Flash que mostra as composições do tolueno e do etileno glicol para a formação da curva de instabilidade.

4. CONCLUSÕES

Tanto o modelo UNIQUAC quanto o NRTL correlacionaram satisfatoriamente os dados experimentais tendo em vista o desvio mínimo entre eles. Os dados experimentais apresentaram desvios consideráveis tanto em relação às curvas binodais quanto as linhas de amarração dos modelos preditivos, em virtude de erros experimentais. Através dos dados experimentais de equilíbrio estimaram-se os parâmetros de interação binária para os modelos NRTL e UNIQUAC, utilizando o programa REGRESS. Apesar dos desvios dos dados experimentais ao comportamento predito, foi possível com os parâmetros estimados simular no Aspen HYSYS 7.3 o processo de extração do fenol no tolueno presente em efluentes de refinarias de petróleo pelo etileno glicol a partir das condições

experimentais. Utilizando o SPECS 5.63 a imiscibilidade entre o diluente e o solvente de extração foi comprovada a partir de cálculos no equilíbrio líquido-líquido.

5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BARROS, L. P. R. C.; MACEDO, G. R.; JÚNIOR, L. M. B.; NETTO, W. S. *Remoção de fenol de efluentes de refinarias de petróleo*. Revista eletrônica de petróleo e gás. ISSN 2316-66813, 2013.

BEZERRA, M. S.; MACEDO, G. R.; JÚNIOR, L. M. B.; NETTO, W. S. *Remoção de fenol de efluentes de refinarias de petróleo*. 2º Congresso brasileiro de P&D em petróleo & gás, 2003.

CALDAS, J. N.; LACERDA, A. I.; VELOSO, E. *Internos de Torres - Pratos & Recheios*. 2ª Ed. Editora Interciência. Rio de Janeiro, 2007.

FANGFANG, D.; KUN, X.; YUHE, S.; MIDONG, S.; HAIPENG, Z.; QINGSONG, L. *Liquid-liquid equilibria for the extraction of phenols from alkane using ethylene glycol*. Fluid phase equilibria. v. 419. p. 50 – 56, 2016.

FERRAZ, D. L. L. *Remoção de fenóis por adsorção de efluente de refinaria de petróleo*. 2011, 110p. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de

Campinas, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Campinas - SP.

FILHO, O. C. *Apostila Termodinâmica Química – Equilíbrio Líquido-Líquido*. UFRN (DEQ), 1 – 7 p., 2010.

HACKBART, L. M. *Equilíbrio líquido-líquido de sistemas contendo fenol – água – solvente: obtenção e modelagem termodinâmica*. 2007, 120p. Dissertação. Universidade federal do Paraná. CURITIBA - PR.

MADURO, R. M. *Equilíbrio Líquido-Líquido em Sistemas Nicotina + Água + Extratante*, 2005. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Campinas - SP.

SEMENIUK, B. *Liquid – liquid equilibria in the ternary systems of ethanediol with phenol and an arene*. Fluid phase equilibria. v. 115, p. 193 – 204, 1996.

SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C.; ABBOTT, M.M. *Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química*. 5° Edição. LTC Editora, 2000.

