

Available online at: <http://reactor.poltekattidg.ac.id/>

REACTOR
Journal of Research on Chemistry and Engineering

| ISSN Online 2746-0401 |



Pengaruh Variasi Kondisi Operasi pada Kolom Distilasi Ekstraktif terhadap Sifat Fisis Pelarut Hidrokarbon Terdearomatisasi

Haniif Prasetiawan¹, Wara Dyah Pita Rengga¹, Dewi Selvia Fardhyanti¹, Bayu Triwibowo¹, Achmad Chafidz^{2,3}

¹ Jurusan Teknik Kimia, Universitas Negeri Semarang, Gd. El Lt. 2 UNNES Kampus Sekaran, Semarang 50229 Indonesia

² Department of Chemical Engineering, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta 55584, Indonesia

³ Department of Chemical Engineering, National Taiwan University, Taipei 10617, Taiwan

ARTICLE INFORMATION

Received: August 25, 2022

Revised: December 15, 2022

Available online: December 19, 2022

KEYWORDS

Aromatic, Distillation, Extractive, Hydrocarbon, Physical Properties

CORRESPONDENCE

Name: Haniif Prasetiawan

E-mail: haniif.prasetiawan@mail.unnes.ac.id

A B S T R A C T

Solvent is one of the important components in chemical processes. The type of solvent that is often used in the paint and coating industry is a hydrocarbon-based solvent which consists of a diverse complex mixture of liquids and contains aliphatic, alicyclic and aromatic (C5-C8) elements. Aromatic hydrocarbons are environmental pollutants that are known to be toxic, carcinogenic and mutagenic, so a hydrocarbon-based solvent with an aromatic content of less than 1% is needed. An appropriate separation method for separating aromatic and nonaromatic components having close boiling points is extractive distillation with a sulfolane entrainer. In this study, a distillation system with a sulfolane entrainer was run using the process simulation software Aspen Plus with the aim of understanding the effect of the amount of sulfolane, feed stage and number of stages on the physical properties of hydrocarbon-based solvents. This simulation is focused on the variation of the ratio of sulfolane: crude feed (7:1, 7.5:1, 8:1, 8.5:1), the variation of the feed stage (10th stage to the 35th stage) and the variation of the number of stages (70, 75, 80). It was found that the number of stages did not affect the density and flash point of the solvent. An increase of number of stage will decrease the solvent flash point and density. Significant decrease also can be found when the sulfolane to crude feed ratio is increased. However, the physical properties of the current dearomatized solvent is close to the properties of commercial product namely SBP 65/70 from one of oil and gas companies.

PENDAHULUAN

Solvent atau pelarut merupakan komponen cair yang banyak digunakan untuk melarutkan, membersihkan dan mengekstraksi suatu bahan. Kegunaan dari *solvent* telah mengubah kehidupan *modern* dan merupakan komponen penting bagi berbagai industri seperti industri kimia dan farmasi. Berdasarkan data pasar *solvent* global pada tahun 2020, *solvent* mengisi pasar pada penggunaan untuk cat dan pelapis, tinta cetak, *industrial cleaning*, perekat dan lain lain. Penggunaan untuk cat dan pelapis menunjukkan persentase pasar terbesar dengan

menyumbang lebih dari 50% dari total volume pada tahun 2020 [1]. Salah satu jenis pelarut yang digunakan pada industri cat dan pelapis yaitu *solvent* berbasis hidrokarbon [2].

Solvent berbasis hidrokarbon merupakan *solvent* organik yang molekulnya hanya terdiri dari atom hidrogen dan karbon. Sumber utama *solvent* berbasis hidrokarbon adalah minyak mentah (*crude oil*) yang melalui proses pada industri petrokimia, seperti proses *catalytic reforming* [3][4]. Melalui proses tersebut minyak mentah diubah menjadi produk minyak berkualitas yang terdiri dari campuran cairan kompleks yang beragam dan

mengandung unsur alifatik, alisiklik dan aromatik (C5-C8) [5]. Unsur-unsur hidrokarbon ini kemudian digunakan sebagai *solvent*, namun aromatik hidrokarbon seperti benzena, toluena dan xylena (BTX) merupakan polutan lingkungan yang terkenal bersifat toksik, karsinogenik dan mutagenik terhadap kesehatan manusia dan sistem ekologi [6]. Berdasarkan uji coba pada tikus yang diberi paparan *solvent* berbasis hidrokarbon dengan kandungan aromatik sebesar 17%-18% selama 2-6 bulan, menunjukkan gangguan pada sistem saraf tikus dan menurunnya aktivitas motorik pada tikus sehingga dari efek yang ditimbulkan membuat industri mencoba untuk mengganti *solvent* berbasis hidrokarbon tinggi aromatik dengan *dearomatized hydrocarbon solvent* yang memiliki kandungan aromatik hidrokarbon di bawah 1% untuk mengurangi tingkat paparan toksisitas [7]. Pemisahan aromatik BTX dari campuran hidrokarbon lainnya memerlukan proses khusus karena titik didih komponen aromatik dengan nonaromatik hidrokarbon yang sangat dekat dan bahkan beberapa kombinasi membentuk azeotrop [8]. Metode yang memungkinkan untuk digunakan yaitu ekstraksi cair-cair, distilasi ekstraktif, dan distilasi azeotropik [9].

Metode ekstraksi cair-cair memisahkan komponen dari suatu campuran berdasarkan perbedaan kelarutan dalam pelarut tambahan [10]. Metode ini terdiri atas empat unit proses utama, yaitu menara ekstraksi cair-cair, *stripper* ekstraktif, kolom pemulihan pelarut, dan menara cuci *raffinate* [11]. Metode ini merupakan metode tertua dalam proses pemisahan aromatik dan nonaromatik hidrokarbon yang saat ini mulai tergantikan. Meski demikian, metode ekstraksi cair-cair membutuhkan konsumsi energi yang lebih rendah dibandingkan distilasi ekstraktif [12]. Metode lainnya yaitu distilasi azeotropik and distilasi ekstraktif, kedua metode ini dalam prosesnya menggunakan pelarut tambahan (*entrainer*) untuk mengubah volatilitas relatif komponen yang akan dipisahkan [13]. Pada distilasi ekstraktif, komponen murni akan diuapkan menuju aliran atas kolom distilasi dan komponen campuran serta pelarut akan keluar dari aliran bawah. Pada distilasi azeotropik, komponen murni akan keluar menuju aliran atas kolom distilasi bersama dengan pelarut yang menyebabkan pada konsumsi energi yang lebih besar dibandingkan distilasi ekstraktif [14]. Alasan ini membuat distilasi ekstraktif lebih disukai daripada distilasi azeotropik. Distilasi ekstraktif juga lebih disukai daripada ekstraksi cair-cair karena membutuhkan peralatan utama yang jauh lebih sedikit, hanya terdiri dari dua kolom distilasi yang diperlukan yaitu satu kolom ekstraksi dan kolom pemulihan *entrainer* [15].

Entrainer atau *solvent* sebagai *separating agent* dalam distilasi ekstraktif dapat mempengaruhi kinerja dan

ekonomi dalam suatu desain proses karena bekerja dengan meningkatkan selektivitas komponen yang diekstraksi dari umpan campuran, sehingga diinginkan pelarut dengan selektivitas yang tinggi [16]. Beberapa *entrainer* yang digunakan dalam proses menggunakan distilasi ekstraktif berupa pelarut organik seperti sulfolana, *n*-methylpyrrolidone (NMP), *N,N* dimethylformamide (NFM) [17]. Diantara pelarut organik, sulfolana memiliki nilai selektivitas yang paling tinggi, diambil dari data pemisahan antara heksana dan benzena nilai selektivitasnya yaitu 1,12 sedangkan selektivitas NFM sebesar 0,96 dan NMP sebesar 0,81 [18]. Sulfolana juga dinilai sebagai pelarut yang paling efisien dibandingkan pelarut organik lain karena dapat memisahkan 99% aromatik hidrokarbon dari campuran nonaromatik hidrokarbon dengan kandungan aromatik sebesar 55% karena tingginya nilai selektivitas yang dimiliki [19].

Pada penelitian sebelumnya, Proses pemisahan senyawa aromatis dengan menggunakan extractive distillation telah dilakukan oleh Ko dkk.[20], pada hasil penelitian tersebut rasio pelarut terhadap umpan yang optimal adalah sekitar 3,5. Brondani dkk. [21] melakukan simulasi pemungutan benzena dari senyawa hidrocarbon melalui proses distilasi ekstraktif. Variabel yang dipelajari diantaranya adalah rasio pelarut terhadap umpan dan suhu pelarut. Rekayasa pembuatan pelarut dari hidrokarbon dengan *entrainer* sulfolana sebelumnya telah dilakukan oleh Haniif dkk., pada penelitian tersebut didapatkan bahwa kondisi optimum yaitu menggunakan rasio sulfolana:crude feed 8,5:1, feed stage ke-25 dan jumlah stage 80 [22].

Penelitian pemisahan aromatik dari campuran hidrokarbon telah banyak dilakukan menggunakan perangkat lunak proses simulasi seperti aspen plus, guna merancang proses industri dengan kondisi proses yang optimum. Oleh karena itu, akan dilakukan penelitian rekayasa proses distilasi ekstraktif pada pelarut berbasis hidrokarbon rendah kandungan aromatik menggunakan *entrainer* sulfolana dengan menggunakan perangkat lunak Aspen Plus V10. Tujuan penelitian ini untuk mengetahui pengaruh variasi jumlah sulfolana pada distilasi ekstraktif terhadap sifat fisis dalam *solvent* berbasis hidrokarbon yang terdiri dari *flash point solvent* dan densitas *solvent*.

METODOLOGI

Komposisi Umpan

Umpan yang digunakan dalam penelitian ini dapat dilihat pada Tabel 1 dimana pada umpan mengandung senyawa hidrokarbon alifatik, hidrokarbon naftenat dan senyawa aromatik. Senyawa hidrokarbon alifatik terdiri dari *n*-

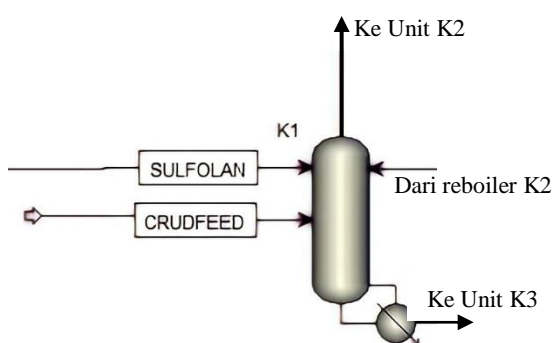
butana sampai n-oktana, hidrokarbon naftenat terdiri dari sikloheksana, sikloheptana dan siklooktana. Senyawa aromatik terdiri dari benzena, toluena, p-xylene, m-xylene, o-xylene.

Tabel 1. Komposisi umpan

Komponen	Fraksi Massa
n-Butana	0,00016
n-Pentana	0,016
n-Hexana	0,108
n-Heptana	0,055
n-Oktana	0,014
Sikloheksana	0,019
Sikloheptana	0,012
Siklooktana	0,004
Benzena	0,378
Toluena	0,387
P-Xylene	0,002
M-Xylene	0,004
O-Xylene	0,00084

Unit Destilasi Ekstraktif

Pada aliran umpan dimasukkan crude feed, sulfolana dan recycle sulfolana sebagai masukan awal kolom distilasi ekstraktif (K1). Laju alir untuk crude feed sebesar 55.716 kg/jam dan laju alir untuk sulfolana berdasarkan pada variabel bebas lokasi stage umpan masuk pada kolom distilasi ekstraktif (stage ke 20-35) dan jumlah stage kolom distilasi ekstraktif (70, 75 dan 80). Hasil atas kolom distilasi ekstraktif masuk ke kolom distilasi ekstraktif (K2) yang terdiri dari senyawa nonaromatik dan sedikit sisa aromatik. Hasil bawah kolom distilasi ekstraktif masuk ke kolom distilasi ekstraktif (K3) yang berisikan sulfolana dan senyawa aromatik.

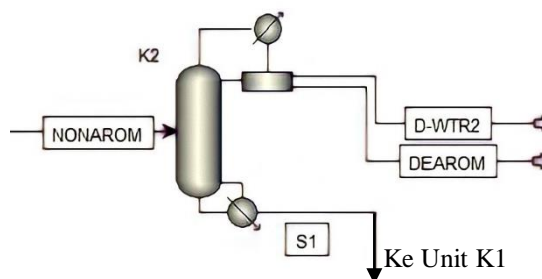


Gambar 1. Unit distilasi ekstraktif.

Unit Pemurnian

Pada kolom distilasi ekstraktif (K2), senyawa nonaromatik yang sudah terpisahkan akan dimurnikan kembali karena masih terdapat sisa-sisa komponen aromatik. Dari proses ini dihasilkan produk pelarut berbasis hidrokarbon rendah kandungan aromatik, dirty water dan produk bawah yang akan masuk kembali ke kolom distilasi ekstraktif (K1). Tujuan dari proses ini

untuk mendapatkan produk yang sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan yaitu memiliki kandungan aromatik di bawah 1%.

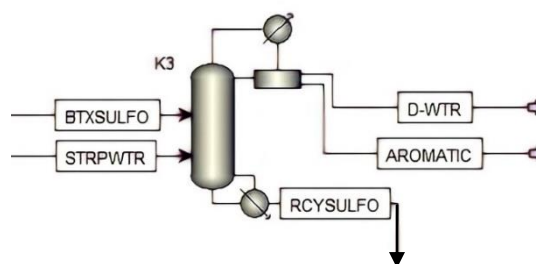


Gambar 2. Unit pemurnian.

Unit Solvent Recovery

Pada kolom distilasi ekstraktif (K3), entrainer sulfolana akan dimurnikan dari campuran aromatik hidrokarbon dengan menggunakan komponen tambahan air sebagai agen pemisah sehingga entrainer dapat digunakan kembali untuk proses pemisahan senyawa aromatik hidrokarbon dari campuran nonaromatik hidrokarbon di kolom distilasi K1.

Pada proses simulasi, data komponen seperti data properties komponen, parameter antoine dan parameter interaksi biner antara crude feed, sulfolana dan air diperoleh dari Aspen Plus V.10 Databank. Selanjutnya dilakukan konfigurasi kolom distilasi ekstraktif yang terdiri dari lokasi stage umpan pada stage ke 36 dan lokasi stage entrainer sulfona pada stage ke 1. Crude feed masuk ke kolom distilasi ekstraktif dengan suhu 95°C dan flowrate sebesar 55.176 kg/jam dengan komposisi aromatik 77,184% aromatik dan 22,816% nonaromatik. Entrainer sulfolana masuk ke kolom distilasi ekstraktif dengan suhu 98°C. Jumlah sulfolana yang digunakan berdasarkan variabel bebas yang digunakan yaitu rasio S/F 7:1, 7,5:1, 8:1 dan 8,5:1 dan untuk jumlah stage distilasi K1 menggunakan variasi jumlah stage 70, 75 dan 80. Produk solvent berupa nonaromatik hidrokarbon akan keluar dari bagian atas kolom dan masuk ke kolom K2 dan untuk produk bawah berupa campuran sulfolana dan aromatik masuk ke kolom 3.



Gambar 3. Unit recovery sulfolana

Tabel 2. Konfigurasi Simulasi Distilasi Ekstraktif

Parameter	Nilai
Suhu <i>crude feed</i> (°C)	95
Suhu <i>entrainer</i> (°C)	98
<i>Entrainer feed stage</i>	1
Jumlah <i>stage K2</i>	12
<i>Feed stage</i> nonaromatik	4
Jumlah <i>stage K3</i>	34
Suhu <i>stripwater</i> (°C)	176
BTX Sulfo <i>feed stage</i>	25
<i>Stripwater feed stage</i>	35

Analisis Sensitivitas

Pada penelitian ini, studi analisis sensitivitas dilakukan pada variasi feed stage dari 10 – 35 dan variasi jumlah stage dari 70 hingga 80 dengan incremen 5 stage terhadap sifat fisis dari pelarut yang dihasilkan.

HASIL DAN PEMBAHASAN

Validasi Hasil Simulasi

Simulasi pendahuluan dilakukan untuk memvalidasi metode simulasi. Validasi dilakukan dengan cara membandingkan data hasil simulasi pendahuluan dengan data hasil simulasi pada jurnal penelitian sebelumnya [5]. Hasil perbandingan dapat dilihat pada Tabel 3.

Tabel 3. Perbandingan Hasil Simulasi Proses

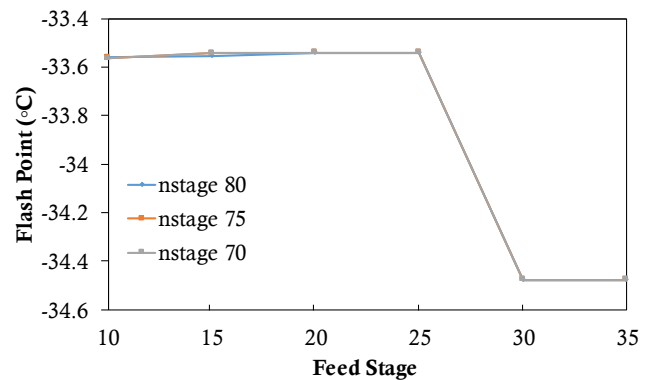
Unit	Item	Literatur [5]	Simulasi
K1	<i>Crude Feed stage</i>	36	36
	Suhu <i>crude feed</i> / sulfolana, °C	98 / 95	98 / 95
	Tekanan kolom atas / bawah, Mpag	0,07 / 0,15	0,07 / 0,15
	Reboiler duty, Gj/jam	48,75	51,45
K2	Tekanan kolom atas/bawah, Mpag	0,06 / 0,07	0,06 / 0,07
K3	Feed stage of btxsulfolana / stripwater	25 / 35	25 / 35
	Tekanan kolom atas / bawah, Mpag	0,035 / 0,075	0,035 / 0,075
	Mass reflux ratio	0,3	0,3
	Flowrate striping water	3211,6	3211,6
	Reboiler duty, Gj/jam	16,81	92,37
	Komposisi aromatik pada produk atas	≤1%	≤1%
	Flowrate entrainer sulfolana, kg/jam	281,300	281,300

Validitas metode dapat dilihat dari hasil keduanya dengan variabel yang ditinjau yaitu kandungan aromatik. Berdasarkan Tabel 3 diketahui bahwa hasil simulasi

pendahuluan sudah sesuai dengan hasil simulasi jurnal penelitian [5], komposisi aromatik pada produk atas distilasi ekstraktif kurang dari sama dengan 1% (≤1%). Berdasarkan hasil tersebut, maka metode simulasi pada penelitian ini telah tervalidasi dengan baik dimana selisih antara literatur dan hasil simulasi memiliki error < 1% [23]. Berdasarkan hasil simulasi pendahuluan tersebut, maka metode ini dapat digunakan sebagai dasar untuk melakukan proses simulasi distilasi ekstraktif pada pembuatan pelarut berbasis hidrokarbon dengan menggunakan entrainer sulfolana.

Pengaruh Feed Stage dan Jumlah Stage terhadap Flash Point Solvent

Hasil sensitivitas lokasi umpan masuk dan jumlah stage pada menara distilasi ekstraktif terhadap *Flash point solvent* berbasis hidrokarbon dapat dilihat pada Gambar 4.

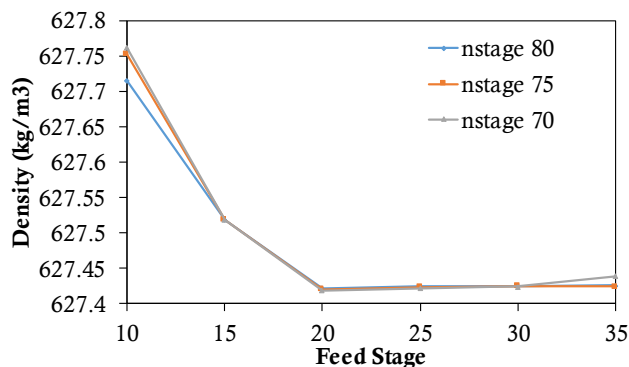


Gambar 4. Pengaruh *Feed Stage* dan Jumlah *Stage* terhadap *Flash Point Solvent*.

Pada Gambar 4 dapat dilihat pengaruh lokasi umpan masuk terhadap *Flash point solvent* berbasis hidrokarbon. *Flash point* merupakan suhu terendah dimana suatu cairan *volatile* dapat menyala (terbakar sebentar) bila diberi sumber panas yang cukup. Berdasarkan grafik tersebut dapat dilihat Nilai *flash point* mengalami perubahan pada setiap *feed stage* yang digunakan sedangkan pada variasi jumlah *stage* nilai *flash point* cenderung tidak berubah. Perubahan terbesar terdapat pada *stage* ke 25-30 nilai *flash point* mengalami penurunan dari - 33,6 °C menjadi -34,48 °C. Perbedaan nilai *flash point* pada pelarut berbasis hidrokarbon disebabkan oleh perbedaan kemurnian dan volatilitas pada *solvent* (Wijayanto dkk., 2015). Dari hasil analisis sensitivitas tersebut menunjukkan nilai *flash point solvent* berbasis hidrokarbon dengan lokasi umpan masuk pada *stage* ke 10-35 mendekati nilai *flash point* salah satu produk *dearomatized hydrocarbon solvent* yang diproduksi oleh perusahaan *Shell* yaitu heksana (SBP 65/70) dengan nilai *flash point* sebesar -30 °C.

Pengaruh Feed Stage dan Jumlah Stage terhadap Densitas Solvent

Pengaruh *feed stage* dan jumlah *stage* terhadap densitas pelarut berbasis hidrokarbon dapat dilihat pada Gambar 5 yaitu grafik hubungan antara densitas *solvent* dengan variasi *feed stage* dan jumlah *stage*.



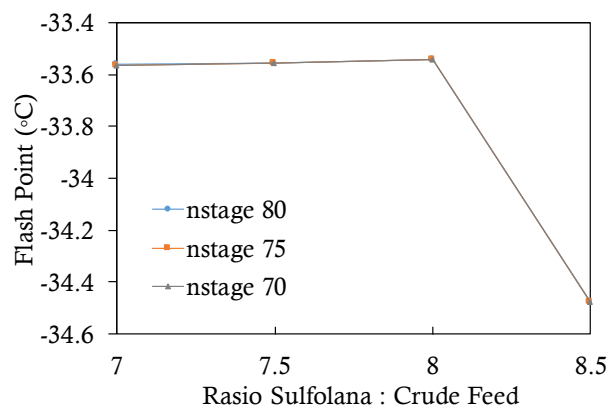
Gambar 5. Pengaruh *Feed Stage* dan Jumlah *Stage* terhadap Densitas *Solvent*.

Densitas dapat diartikan sebagai kerapatan suatu zat. Densitas dapat dihitung dengan melihat besaran massa dan volume zat. Pada Gambar 5 menunjukkan hasil analisis sensitivitas lokasi umpan masuk (*Feed Stage*) terhadap densitas *solvent* berbasis hidrokarbon dengan rasio sulfolana: *crude feed* yaitu 1:8 sebagai variabel tetap sehingga tidak mempengaruhi hasil. Dapat dilihat pada grafik tersebut bahwa perubahan nilai densitas terbesar terdapat pada *feed stage* ke 10-20 yaitu mengalami penurunan dari 627,76 Kg/m³ ke 627,42 Kg/m³. Variasi lokasi umpan masuk dan variasi jumlah *stage* tidak memberikan perubahan yg besar terhadap nilai densitas *solvent* berbasis hidrokarbon, hal ini dikarenakan *solvent* yang dihasilkan memiliki komponen senyawa yang sama sedangkan densitas *solvent* dipengaruhi oleh jenis dan jumlah komponen senyawa yang terkandung dalam *solvent* itu sendiri. Densitas juga sering dihubungkan dengan berat molekul yang terkandung didalamnya. Semakin besar fraksi berat yang terkandung didalam pelarut, semakin besar pula nilai densitasnya). Dari hasil analisis sensitivitas tersebut menunjukkan nilai densitas pelarut berbasis hidrokarbon dengan lokasi umpan masuk pada *stage* ke 10-35 mendekati nilai densitas salah satu produk *deramitized hydrocarbon solvent* yang diproduksi oleh perusahaan *Shell* yaitu heksana (SBP 65/70) dengan nilai densitas sebesar 675 kg/m³.

Pengaruh Jumlah Sulfolana dan Jumlah Stage terhadap Flash Point Solvent

Pengaruh jumlah sulfolana dan jumlah *stage* terhadap *flash point solvent* dapat dilihat pada Gambar 6. Berdasarkan pada Gambar 6, grafik menunjukkan Jumlah sulfolana dengan rasio (S/F) 7:1 ke rasio (S/F) 8:1 mengalami sedikit kenaikan nilai *flash point* yaitu dari -33,56 °C menjadi -33,54°C sedangkan pada rasio (S/F)

8:1 ke 8,5:1 grafik terlihat mengalami penurunan nilai *flash point* dari -33,54 °C menjadi -34,47 °C. Pada variasi variabel rasio S/F menunjukkan nilai *flash point solvent* berbasis hidrokarbon yang berbeda-beda. Adapun variasi variabel jumlah *stage* tidak memberikan pengaruh terhadap nilai *flash point solvent* berbasis hidrokarbon karena pada setiap variabel rasio S/F 7:1, jumlah *stage* 80, jumlah *stage* 75 dan 70 memiliki nilai *flash point* yang sama. Hal ini dikarenakan nilai *flash point* pada *solvent* diukur berdasarkan titik didih produk, dimana titik didih dipengaruhi oleh berat molekul dari suatu campuran [3].

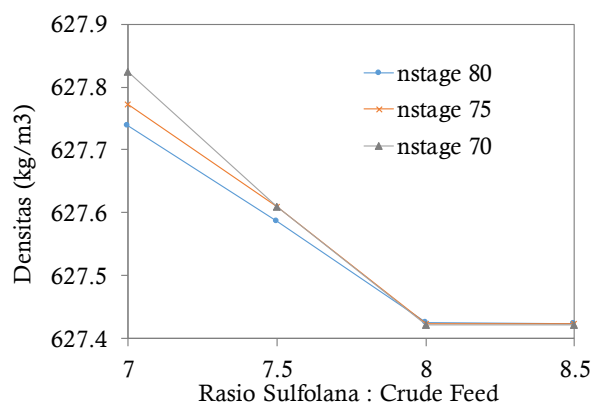


Gambar 6. Pengaruh Jumlah Sulfolana dan Jumlah *Stage* terhadap *Flash Point Solvent*

Nilai *flash point* dari masing-masing variasi jumlah sulfolana mendekati nilai *flash point* produk komersial dearomatisasi pelarut hidrokarbon heksana (SBP 65/70) dari perusahaan *shell* yaitu -30°C.

Pengaruh Jumlah Sulfolana dan Jumlah Stage terhadap Densitas Solvent

Pengaruh jumlah sulfolana dan jumlah *stage* terhadap densitas *solvent* dapat dilihat pada Gambar 7.



Gambar 7. Pengaruh Jumlah Sulfolana dan Jumlah *Stage* terhadap Densitas *Solvent*

Berdasarkan Gambar 7, grafik menunjukkan Jumlah sulfolana dengan rasio S/F 7:1 ke 8:1 mengalami penurunan nilai densitas dari 627,82 kg/m³ ke 627,42 kg/m³ dan pada rasio S/F 8:1 ke 8,5:1 nilai densitas terlihat tidak mengalami perubahan dan memiliki nilai densitas yang sama yaitu 627,42 kg/m³.

Pada Gambar 7, dapat dilihat bahwa variasi jumlah *stage* berpengaruh terhadap nilai densitas *solvent*. Pada rasio S/F 7:1, jumlah *stage* 80 memiliki nilai densitas 627,73 kg/m³, jumlah *stage* 75 nilai densitas 627,77 kg/m³ dan jumlah *stage* 70 memiliki nilai densitas 627,82 kg/m³. Pada rasio S/F 7,5:1, jumlah *stage* 80 memiliki nilai densitas 627,58 kg/m³, jumlah *stage* 75 nilai densitas 627,61 kg/m³ dan jumlah *stage* 70 memiliki nilai densitas 627,60 kg/m³. Sedangkan pada rasio S/F 8:1 dan rasio S/F 8,5, jumlah *stage* 80, jumlah *stage* 75 dan jumlah *stage* 70 memiliki nilai densitas yang sama yaitu 627,82 kg/m³. Meskipun variasi jumlah sulfolana dan jumlah *stage* memberikan nilai densitas yang berbeda, namun terjadinya perbedaan hasil nilai densitas pada variasi pengaruh jumlah sulfolana dan jumlah *stage* dipengaruhi oleh berat molekul dari komponen campuran pada produk *solvent* karena nilai densitas suatu *solvent* didapat dari perhitungan rasio antara berat molekul dan volume molar *solvent* dimana dengan meningkatnya berat molekul suatu campuran menyebabkan peningkatan pada densitas [24]. Nilai densitas dari masing-masing variasi jumlah sulfolana juga mendekati nilai densitas produk komersial dearomatisasi pelarut hidrokarbon yaitu heksana (SBP 65/70) dari perusahaan *shell* yaitu 675 kg/m³.

KESIMPULAN

Metode simulasi yang digunakan sudah tervalidasi dengan baik dan Hasil validasi metode menunjukkan hasil yang sesuai. Hal ini ditandai dengan diperolehnya kandungan aromatik di bawah 1 wt%. Pada penelitian ini diperoleh bahwa jumlah *stage* tidak mempengaruhi densitas dan *flash point* pelarut. Semakin tinggi lokasi umpan akan menurunkan titik nyala dan densitas pelarut. Penurunan yang signifikan juga dapat ditemukan ketika ada peningkatan pada rasio sulfolana terhadap *crude feed*. Secara keseluruhan, sifat fisik pelarut yang terdearomatisasi saat ini mendekati sifat produk komersial yaitu SBP 65/70 dari salah satu perusahaan minyak dan gas.

ACKNOWLEDGEMENT

Ucapan terima kasih terutama ditujukan kepada Fakultas Teknik Universitas Negeri Semarang atas fasilitas yang diberikan dan dana dari DIPA FT UNNES TAHUN 2022 Nomor: 67.13.4/UN37/PPK.4.5/2022.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Fortune Business Insight, "Market Research Report 2020," Maharashtra, India, 2021.
- [2] D. Stoye, "Paints, coatings and solvents," *Compos. Sci. Technol.*, vol. 51, no. 4, pp. 327–328, 1994, doi: 10.1016/0266-3538(94)90094-9.
- [3] E. Silla, A. Arnau, I. Tuñón, K. Nakanishi, and G. Wypych, "Fundamental Principles Governing Solvents Use," in *Handbook of Solvents (Second Edition)*, 2nd Editio., vol. 1, G. Wypych, Ed. Toronto, Kanada: ChemTec Publishing, 2014, pp. 11–72.
- [4] B. Triwibowo, H. Prasetiawan, A. Hisyam, M. F. Fauzan, and M. H. F. Rizky, "Modeling and simulation of steady state model approach for horizontal three phase separator (HTPS)," in *AIP Conference Proceedings*, 2017, vol. 1818, doi: 10.1063/1.4976926.
- [5] A. Q. Wang *et al.*, "A New Sulfolane Aromatic Extractive Distillation Process and Optimization for Better Energy Utilization," *Chem. Eng. Process.*, vol. 128, no. June, pp. 80–95, 2018, doi: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2018.04.011>.
- [6] R. K. Sonwani *et al.*, "Construction of biotreatment platforms for aromatic hydrocarbons and their future perspectives," *J. Hazard. Mater.*, vol. 416, no. November 2020, p. 125968, 2021, doi: 10.1016/j.jhazmat.2021.125968.
- [7] S. P. Lund, L. Simonsen, U. Hass, O. Ladefoged, H. R. Lam, and G. Østergaard, "Dearomatized white spirit inhalation exposure causes long-lasting neurophysiological changes in rats," *Neurotoxicol. Teratol.*, vol. 18, no. 1, pp. 67–76, 1996, doi: 10.1016/0892-0362(95)02014-4.
- [8] H. G. Franck, J. W. Stadelhofer, H.-G. Franck, and J. W. Stadelhofer, *Industrial Aromatic Chemistry*, vol. 13, no. April. 2012.
- [9] H.-J. Weissermel, K. ; Arpe, *Industrial Organic Chemistry*, 3rd editio. Weinheim: VCH Publishers, 1997.
- [10] C. Yao, Y. Hou, S. Ren, W. Wu, and H. Liu, "Selective extraction of aromatics from aliphatics using dicationic ionic liquid-solvent composite extractants," *J. Mol. Liq.*, vol. 291, p. 111267, 2019, doi: 10.1016/j.molliq.2019.111267.
- [11] J. M. Chambers, "Extractive distillation," *World Pet. Congr. Proc.*, vol. 1951-May, pp. 90–106, 1951, doi: 10.1016/b978-044451648-0/50002-1.
- [12] P. Navarro *et al.*, "Dearomatization of pyrolysis gasoline by extractive distillation with 1-ethyl-3-methylimidazolium tricyanomethanide," *Fuel Process. Technol.*, vol. 195, no. July, p. 106156, 2019, doi: 10.1016/j.fuproc.2019.106156.
- [13] Z. Lei, C. Li, and B. Chen, "Extractive distillation: A review," *Sep. Purif. Rev.*, vol. 32, no. 2, pp. 121–213, 2003, doi: 10.1081/SPM-120026627.
- [14] Z. Lei, B. Chen, and Z. Ding, "Chapter 2 - Extractive distillation," *Spec. Distill. Process.*, pp. 59–144, 2005, doi: 10.1016/B978-0-444-51648-0.50002-1.
- [15] J. Fink, *Guide to the Practical Use of Chemicals*

in Refineries and Pipelines, 1st Editio. Houston, Texas: Gulf Professional Publishing, 2016.

- [16] H. C. Woo and Y. H. Kim, "Solvent selection for extractive distillation using molecular simulation," *AIChE J.*, vol. 65, no. 9, pp. 1–10, 2019, doi: 10.1002/aic.16665.
- [17] T. Brouwer and B. Schuur, "Bio-based solvents as entrainers for extractive distillation in aromatic/aliphatic and olefin/paraffin separation," *Green Chem.*, vol. 22, no. 16, pp. 5369–5375, 2020, doi: 10.1039/d0gc01769h.
- [18] Q. Wang, B. J. Zhang, C. He, C. C. He, and Q. L. Chen, "Optimal Design of a New Aromatic Extractive Distillation Process Aided by a Co-solvent Mixture," *Energy Procedia*, vol. 105, pp. 4927–4934, 2017, doi: 10.1016/j.egypro.2017.03.984.
- [19] S. H. Hamid and M. A. Ali, "Comparative study of solvents for the extraction of aromatics from naphtha," *Energy Sources*, vol. 18, no. 1, pp. 65–84, 1996, doi: 10.1080/00908319608908748.
- [20] M. S. Ko, S. Na, J. Cho, and H. Kim, "Simulation of the aromatic recovery process by extractive distillation," *Korean J. Chem. Eng.*, vol. 19, no. 6, pp. 996–1000, 2002, doi: 10.1007/BF02707223.
- [21] L. B. Brondani, G. B. Flores, and R. P. Soares, "MODELING AND SIMULATION OF A BENZENE RECOVERY PROCESS BY EXTRACTIVE DISTILLATIONNo Title," *Braz. J. Chem. Eng.*, vol. 31, no. 1, pp. 283–291, 2015.
- [22] H. Prasetiawan, R. D. Kusumaningtyas, B. Triwibowo, D. Hartanto, M. F. Al Ghifari, and S. Karimah, "Rekayasa Proses Distilasi Ekstraktif pada Pembuatan Pelarut Berbasis Hidrokarbon dengan Menggunakan Entrainer Sulfolana," *Inov. Tek. Kim.*, vol. 7, no. 1, pp. 18–23, 2022.
- [23] C. S. Yee, H. Prasetiawan, A. Hisyam, A. Azahari, and I. H. Maharon, "Sensitivity study of the propane dehydrogenation process in an industrial radial moving bed reactor," *J. Eng. Sci. Technol.*, vol. 10, 2015.
- [24] J. Palomar, V. R. Ferro, J. S. Torrecilla, and F. Rodríguez, "Density and molar volume predictions using COSMO-RS for ionic liquids. An approach to solvent design," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 46, no. 18, pp. 6041–6048, 2007, doi: 10.1021/ie070445x.