



METANOLDEN DİMETİL ETER ÜRETİM PROSESİNİN TEKNO-EKONOMİK ANALİZİ

Ali YALÇIN^{1*}

¹ Süleyman Demirel Üniversitesi, Mühendislik ve Doğa Bilimleri Fakültesi, Kimya Mühendisliği Bölümü, Isparta, Türkiye

Anahtar Kelimeler	Öz
<i>Dimetil eter üretimi, Metanol, Simülasyon, SuperPro Designer, Tekno-ekonomik analiz.</i>	Bu çalışmada; SuperPro Designer kullanılarak, farklı üretim kapasitelerine (40.000-65000 ton/yıl) göre, metanolden dimetil eter (DME) üretimi için dolaylı sentez yönteminin bir simülasyonu ve üretim prosesinin tekno-ekonomik analizi gerçekleştirilmiştir. Üretim prosesine doğalgazın yakılmasıyla enerji geçişini sağlayan geliştirilmiş bir akım şeması da çizilmiştir. Yıllık 55.000 ton DME üretimi için toplam sermaye yatırımı, yıllık işletme maliyeti ve birim DME üretim maliyetinin, sırasıyla, 11,406 M\$, 28,375 M\$ ve 515,93 \$/ton olduğu tahmin edilmektedir. Farklı DME üretim kapasitelerinin geri ödeme süresi üzerine etkisi de belirlenmiş olup, tekno-ekonomik değerlendirme sonucunda, kabul edilebilir bir geri ödeme süresi, 5,02 yıl olarak hesaplanmıştır. Gerçekleştirilen simülasyon çalışması ile metanolden DME üretimi için dolaylı sentez yönteminin, 55.000 ton/yıl DME üretim hızını aşan üretim kapasitelerinde, kısa vadede yüksek bir karlılık potansiyeline sahip olduğunu ortaya koymaktadır.

TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS OF DIMETHYL ETHER PRODUCTION PROCESS FROM METHANOL

Keywords	Abstract
<i>Dimethyl ether production, Methanol, Simulation, SuperPro Designer, Techno-economic analysis.</i>	In this study, a simulation of the indirect synthesis method for producing dimethyl ether (DME) from methanol and a techno-economic analysis of the production process was performed using SuperPro Designer for different production capacities (40,000-65,000 tons/year). An improved flow chart that ensures energy transfer to the production process by burning natural gas was also enhanced. For the annual production of 55,000 tons of DME, the total capital investment, annual operating cost, and unit DME production cost were estimated to be 11.406 M\$, 28.375 M\$, and 515.93 \$/ton, respectively. The effect of different DME production capacities on the payback period was also determined based on various production capacities. As a result of the techno-economic evaluation, an acceptable payback period was calculated as 5.02 years. The simulation study shows that the indirect synthesis method for DME production from methanol has a high profitability potential in the short term at production capacities exceeding 55,000 tons/year DME production rate.

Alıntı / Cite

Yalçın, A., (2025). Metanolden Dimetil Eter Üretim Prosesinin Tekno-Ekonomik Analizi, Mühendislik Bilimleri ve Tasarım Dergisi, 13(1), 340-352.

Yazar Kimliği / Author ID (ORCID Number)	Makale Süreci / Article Process								
A. Yalçın, 0000-0002-8722-4159	<table><tr><td>Başvuru Tarihi / Submission Date</td><td>23.10.2024</td></tr><tr><td>Revizyon Tarihi / Revision Date</td><td>20.01.2025</td></tr><tr><td>Kabul Tarihi / Accepted Date</td><td>27.01.2025</td></tr><tr><td>Yayın Tarihi / Published Date</td><td>20.03.2025</td></tr></table>	Başvuru Tarihi / Submission Date	23.10.2024	Revizyon Tarihi / Revision Date	20.01.2025	Kabul Tarihi / Accepted Date	27.01.2025	Yayın Tarihi / Published Date	20.03.2025
Başvuru Tarihi / Submission Date	23.10.2024								
Revizyon Tarihi / Revision Date	20.01.2025								
Kabul Tarihi / Accepted Date	27.01.2025								
Yayın Tarihi / Published Date	20.03.2025								

* İlgili yazar / Corresponding author: ali.yalcin@sdu.edu.tr, +90-246-211-0905

TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS OF DIMETHYL ETHER PRODUCTION PROCESS FROM METHANOL

Ali YALÇIN^{1†}

¹ Süleyman Demirel University, Faculty of Engineering and Natural Sciences, Department of Chemical Engineering, Isparta, Türkiye

Highlights (At least 3 and maximum 4 sentences)

- The payback time of the simulated indirect synthesis process is 5.02 years, considering the annual production of 55,000 tons of DME.
 - The unit production cost of DME is 515.93 \$/MT for the annual DME production capacity of 55,000 ton.
 - The total capital investment and annual operating costs of the simulated plant are calculated to be 11.406 \$M and 28.375 \$M/year for a 55,000 ton/year capacity, respectively.
-

Purpose and Scope

The reasons for performing this study are to draw attention to the necessity of establishing a dimethyl production facility in Türkiye due to its high-profit margin and dimethyl ether imports and to guide process engineers/analysts in the establishment of a dimethyl ether production facility in Türkiye in the future.

Within the scope of this study, a techno-economic analysis of the indirect synthesis production process for producing dimethyl ether from methanol was carried out according to different production capacities. It is aimed to determine the total capital investment, annual operating cost, and unit production cost of dimethyl ether, considering an acceptable payback period which is estimated by the SuperPro Designer simulator.

Design/methodology/approach

Dimethyl ether is a more valuable chemical product than methanol and is produced by the gas-phase reaction of methanol using the indirect synthesis method. Whether the dimethyl ether production process is economically valuable is estimated through simulator programs such as Aspen Hysys, Chemcad, Aspen Plus, and SuperPro Designer. Within the scope of the study, a simulation and techno-economic analysis of the dimethyl ether production process from methanol was carried out using SuperPro Designer. For the annual production of 55,000 tons of DME, the payback period, the total capital investment, annual operating cost, and unit DME production cost were estimated to be 5.02 years, 11.406 M\$, 28.375 M\$, and 515.93 \$/ton, respectively.

Findings

The simulation results reveal that the dimethyl ether production facility has a high profitability potential in the short term, with the operation of production capacities exceeding 55,000 tons/year DME production rate, considering the selling price of DME (\$750/ton), the purchasing prices of methanol (\$390/ton) and natural gas (\$3.15/m³).

Originality

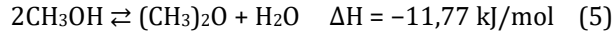
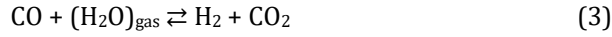
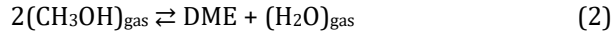
The dimethyl production plant for producing dimethyl ether from methanol was, for the first time, simulated by SuperPro Designer according to the various production capacities of dimethyl ether. An improved flow chart that ensures energy transfer to the production process by burning natural gas was also enhanced.

[†] Corresponding author: ali.yalcin@sdu.edu.tr, +90-246-211-0905

1. Giriş (Introduction)

Dimetil eter (DME, CH₃OCH₃), eter gruplarının en basit üyesi olup, renksiz ve kokusuz bir gazdır (Chmielarz, 2024). Dimetil sülfat, olefinler, metil asetat ve alkil aromatikler gibi birçok önemli kimyasalların üretiminde hammadde olarak kullanılmasının yanı sıra, pestisit, parlatma maddesi ve pas önleyici madde olarak da tercih edilmektedir (Ereña vd., 2011; Rownaghi vd., 2012; Chen vd., 2013; Azizi vd., 2014). Sıkıştırma ateşlemeli motorlarda ise dizelin, az miktardaki DME ile yer değiştirilerek, yakıt karışımı olarak da kullanılmıştır. 5 barı aşan basınçlarda, gaz fazından sıvı faza dönüşen uçucu bir madde olduğu için sıvı olarak işlenebilir veya depolanabilir. Propan ve bütanla benzer özelliklere sahip olması nedeniyle, ısıtma ve ev yemekleri için sıvılaştırılmış petrol gazı (LPG) olarak da kullanılmaktadır. Bununla birlikte, DME ve LPG'nin buhar basınçları birbirine yakın olduğundan dolayı, mevcut kullanım alanlarında taşınabilir ve depolanabilir. Bu nedenle, ilerleyen yıllarda da alternatif bir enerji kaynağı olmaya devam edeceği tahmin edilmektedir (Azizi vd., 2014).

DME; doğal gaz, ham veya atık petrol, biyokütle, kömür ve petrokimyasal atık ürünleri içeren çeşitli hammaddelerden sentezlenmektedir (Rownaghi vd., 2012). İlk kez, metanol ve sülfürik asidin damıtılmasıyla üretilmiştir (Chmielarz, 2024). Petrokimya endüstrisinde, sentez gazı yoluyla (doğrudan sentez yöntemi) veya metanolün katalitik dehidrojenasyonu (dolaylı sentez yöntemi) sentezlenmektedir (Azizi vd., 2014; Leonzio, 2018). Doğrudan sentez yönteminde, hammadde olarak, CO, H₂ ve CO₂'yi oluşturan sentez gazı, dolaylı sentez yönteminde ise, hammadde olarak metanol kullanılmaktadır (Moghaddam and Hazlett, 2023). Sentez gazından DME üretiminde, yüksek bir CO dönüşümü, daha düşük DME üretim maliyetleri ile sonuçlanmaktadır. Yüksek saflıkta DME üretimi için, tepkimeye girmemiş sentez gazının ve reaksiyon sonucu üretilen CO₂'nin varlığından dolayı ayırma prosesleri daha karmaşık hale gelmektedir (Leonzio, 2018). Bununla birlikte, CO ve (H₂O)_{gaz} arasında gerçekleşen reaksiyon sonucunda, CO₂ ve H₂ üretilmekte, dolayısıyla, reaksiyon ortamında CO'nun tüketilmesiyle, doğrudan sentez gazından DME üretimi ticari olarak uygun bir proses değildir (Eşitlik 1, 2, 3 ve 4) (Dahmen vd., 2012; Leonzio, 2018). Literatürde, yenilenebilir enerji kaynaklarıyla DME üretimi ile ilgili bazı çalışmalar da mevcuttur (Azizi vd., 2014).



Saf metanolden DME üretimi için dolaylı sentez yöntemi, ticari olarak uygulanan bir üretim prosesidir. Eşitlik 5 incelendiğinde, metanolün dehidratasyonu reaksiyonunda toplam mol miktarı korunmaktadır. Çünkü reaksiyon koşullarında, 2 mol metanolün dehidratasyonu sonucunda, 1'er mol DME ve H₂O üretilmektedir. Termodinamik açıdan basıncın bir etkisi yok gibi görünse de %80 dönüşüm elde edebilmek için reaktöre beslenen metanolün konsantrasyonunun yüksek olması ve dolayısıyla, gaz fazı reaksiyonundan dolayı, metanolün basıncının yüksek olması gerekmektedir. 250°C ve 14,7 bar reaksiyon koşullarında, %80 dönüşüm için metanolün dehidratasyonu ile DME üretimi gerçekleştirilmekte olup, denge reaksiyonu Eşitlik 5'te gösterilmiştir (Turton vd., 2012).

Küresel dimetil eter üretim pazarı, Kuzey Amerika, Avrupa, Asya Pasifik, Latin Amerika, Orta Doğu&Afrika'da bulunan Shenhua Ningxia Coal Industry Group Co, Akzo Nobel N.V., China Energy Limited, Ferrostal GmbH, Fuel DME Production Co, Grillo-Werke AG, Guangdong JOVO Group Co., Haldor Topsoe, Jiutai Energy Group, Korea Gas Corporation, Mitsubishi Corporation, Oberon Fuels, Royal Dutch Shell Plc, The Chemours Company ve Zagros Petrochemical Company gibi büyük ölçekli yatırımlar yapan şirketler tarafından yönlendirilmektedir. DME'nin hammadde olarak kullanıldığı endüstrilerin ve kullanım alanlarının büyümesi nedeniyle, DME'ye olan talebin 2021-2030 yılları arasında artması beklenmektedir. DME'nin pazar büyüklüğü 2021'de 4,08 milyar dolardır ve 2030'da yaklaşık 8,79 milyar dolara ulaşması ön görülmektedir. Bileşik yıllık büyüme oranının (CAGR) 2022'den 2030'a %9,4 olması tahmin edilmektedir. Otomotiv pazarındaki artan talep ve otomotiv sektöründe yüksek emisyonlu yakıtlara karşı katı düzenlemeler, DME'ye olan talebi arttırmaktadır (Dimethyl Ether Market Share, 2024). DME gibi kâr marjı yüksek ürünlerin üretimine yönelik yatırım yapılmadan önce, ilgili üretim proseslerinin simülasyon programı yardımıyla, tekno-ekonomik analizini yapmak bazı önemli avantajlar sunmaktadır. Bunlar;

- Üretim tesisinde bulunan her bir prosesin tasarım süresini azaltır.
- Proses değişkenlerinin etkilerini saptayarak, en uygun optimum koşulları tahmin eder.
- Kısıtlamaları dikkate alarak, mevcut üretim süreçlerini geliştirir.
- Üretim prosesinin tekno-ekonomik analizini yaparak, tesisin yatırım maliyetini, yıllık işletme maliyetini, geri ödeme süresini ve karlılık oranını tahmin eder (Pasha vd., 2021).

Literatürde bazı endüstriyel prosesleri simüle etmek için Aspen Hysys, Chemcad, Aspen Plus ve SuperPro Designer gibi çeşitli simülasyon programları kullanılmaktadır (Turton vd., 2012; Harun vd., 2019; Pasha vd., 2021; Dieterich vd., 2024). SuperPro Designer; biyoteknoloji, çimento, biyogazlar, gıda, petrokimya prosesleri, bor teknolojisi, su arıtma ve işleme endüstrileri gibi tesislerde yaygın olarak uygulanan entegre proseslerin optimizasyonunu, değerlendirmesini ve tekno-ekonomik analizini gerçekleştirmektedir. Herhangi bir tesisin gelecekteki uygulanabilirliğini tahmin etmek için üretim prosesindeki her bir prosesin kütle ve enerji denklik hesaplamalarını yapmaktadır (Pang vd., 2019).

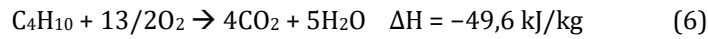
Bu çalışmada, SuperPro Designer programı kullanılarak, metanolden dimetil eter üretimi için dolaylı sentez yöntemi, 40.000-65.000 ton/yıl üretim kapasiteleri dikkate alınarak simüle edilmiştir. Simüle edilen üretim proseslerinden türetilen ekonomik verilere göre, değişen farklı üretim kapasitelerinin geri ödeme süresi üzerine etkisi, ilk kez, bu çalışmada tespit edilmiştir. 55.000 ton/yıl DME üretim kapasitesi için kullanılan her bir prosesin işletme koşulları ve akış özellikleri de SuperPro Designer'dan elde edilen veriler kullanılarak tespit edilmiştir. Simülasyon aracılığıyla modellenen bu entegre üretim tesisi, araştırmacılara ve proses mühendislerine değerli bir rehber sağlamaktadır.

2. Materyal ve Yöntem (Material and Method)

2.1. Dolaylı Sentez Yöntemi Kullanılarak DME Üretimi (DME Production Using Indirect Synthesis Method)

Metanolden DME üretimi için dolaylı sentez yöntemine ait prosesin akım şeması SuperPro Designer V9 kullanılarak çizilmiştir. Yanma odasında gerçekleştirilen doğal gazın yakılması için doğal gaz karışımında bulunan C_4H_{10} , CO_2 , C_2H_6 , CH_4 , C_3H_8 ve N_2 ile birlikte, doğal gazın yanması için kullanılan hava simülasyon kütüphanesinden seçilmiştir ve yüksek oranda metan içeren doğalgaz karışımındaki, gazların mol kesirleri, sırasıyla, %0,16; %0,62; %0,92; %97,00; %0,36 ve %0,94 olarak kaydedilmiştir (Natural gas composition percentage, 2024). Benzer şekilde, reaktöre beslenen CH_3OH ve reaksiyon ürünleri olan DME ve H_2O da bu kütüphaneden alınmıştır. DME üretim prosesinde bulunan kimyasal süreçler ile birlikte, sıvıların ve gazların taşınmasında kullanılan ekipmanlar yazılımdan seçilmiştir. Bu kimyasal süreçleri seri olarak bir birine bağlamak için boru hatları kullanılmıştır. DME üretim prosesi; doğal gazın yakılması için iki adet vanayı, yüksek saflıkta DME üretimi için bir DME distilasyon kolonunu, yüksek saflıkta metanolü geri kazanmak için bir metanol distilasyon kolonunu, metanol geri döngü hattını, DME'nin ve metanolün depolandığı tankları içermektedir (Turton vd., 2012). Simülasyon ile oluşturulan DME üretim prosesinin akım şeması Şekil 1'de gösterilmiştir.

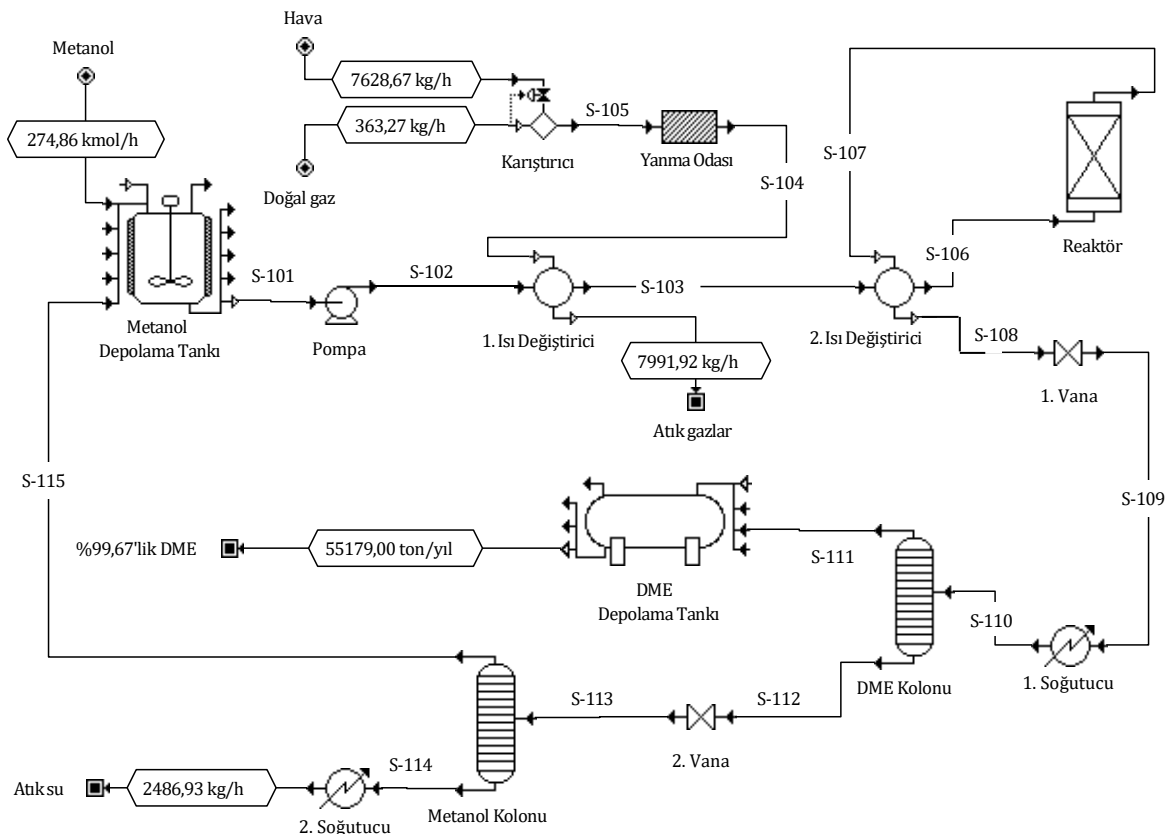
Doğal gazın yakılması sırasında meydana gelen yanma reaksiyonları ve bu reaksiyonlara ait reaksiyon ısıları Eşitlik 6, 7, 8 ve 9'da sunulmuştur (Dean, 1999). Eşitlik 5 ise, metanolden DME sentezi için meydana gelen reaksiyonu göstermektedir. Bu gaz fazı reaksiyonu %80 dönüşüm ile 250°C ve 14,7 bar reaksiyon koşullarında katalitik olarak gerçekleşmektedir (Turton vd., 2012). Farklı DME üretim kapasiteleri için PFR reaktörü stokiyometrik reaksiyon modunda çalıştırılmış olup, %80 dönüşüm için reaktörün çıkışındaki hammaddelerin ve ürünlerin molar hızları belirlenmiştir.



Metanolün dehidratasyonu, yüksek sıcaklık ve basınçta gerçekleştiği için reaktöre girmeden önce, metanolün sıcaklığı 250°C'ye ve basıncı 14,7 bara yükseltilmelidir (Azizi vd., 2014, Leonzio, 2018). Metanolün reaktöre beslenmesi aşamasında, basınçlandırmak için bir pompa ve ısıtmak için iki adet seri bağlı ısı değiştirici kullanılmakta olup, bu reaksiyon koşullarında metanol gaz fazında reaktöre beslenmektedir (Turton vd., 2012; Alshbuki vd., 2020). Reaksiyon sonunda, gaz fazındaki reaksiyona girmeyen metanol ve reaksiyon ürünleri (DME ve H_2O) reaktörden çıkarak, sırasıyla, sürgülü vanaya ve soğutucuya beslenmektedir (Leonzio, 2018). Bu gaz karışımının basıncı, vana aracılığıyla 14,3 bardan, 10,4 bara, ardından, sıcaklığı, soğutucu aracılığıyla, 498,8°C'den, 89,0°C'ye düşürülmektedir. 10,4 bar ve 89,0°C'deki bu karışım, gaz ve sıvı karışımı olarak (buhar fraksiyonu, %50,41), yüksek saflıkta DME elde etmek için, DME distilasyon kolonuna girmektedir (Turton vd., 2012). DME, CH_3OH ve H_2O 'ya göre hafif bileşik olduğu için kolonun üst kısmından, CH_3OH ve H_2O ağır bileşikler olduğu için kolonun alt kısmından kolonu terk etmektedir. Az miktardaki CH_3OH ve H_2O kolonun üst kısmından, yine az miktardaki DME'nin de kolonun alt kısmından çıkışına izin verilmiştir (Dieterich vd., 2024). DME distilasyon kolonunun altından çıkan bu sıvı karışımı, metanol distilasyon kolonuna beslenmeden önce, ikinci bir sürgülü vanaya beslenerek basıncı, 10,4 bardan, 7,4 bara düşürülmüştür (Turton vd., 2012). Basıncın

düşürülmesi ile bu sıvı karışımı, gaz ve sıvı karışımı olarak (buhar fraksiyonu, %49,64), metanolü yüksek saflıkta geri kazanmak için, metanol distilasyon kolonuna beslenmiştir. Bu kolonda ise CH_3OH hafif faz, H_2O ağır fazdır. CH_3OH , az miktardaki H_2O ile birlikte kolonun üst kısmından çıkarken, H_2O ise, az miktardaki CH_3OH ile birlikte kolonun alt kısmından prosesi terk etmektedir. CH_3OH ve az miktardaki H_2O , metanol geri döngü hattından ilerleyerek, metanol depolama tankına beslenmiştir (Leonzio, 2018).

Metanolün sıcaklığını 250°C'deki reaksiyon sıcaklığına, yükseltmek için iki adet seri bağlı ısı değiştiriciler kullanılmaktadır. Bu sıcaklığa ulaşmak için doğal gaz, 21 kat fazla hava ortamında yakılarak, sıcaklığı yüksek baca gazı elde edilmektedir. Yanma odasından çıkan bu baca gazı, 1. ısı değiştiricinin kabuk tarafından geçerken, tüp tarafından geçen metanole enerjisini aktararak, ısı transferi sağlanmaktadır. Enerji maliyetlerini azaltmak için yanma odasından çıkan baca gazı 2. ısı değiştiricinin kabuk tarafına beslenmemektedir. Metanolün dehidratasyonu doğası gereği meydana gelen ekzotermik reaksiyon sonucu oluşan ısı, reaktörden çıkan gazların sıcaklığını arttırmaktadır. Enerjisi yüksek bu gaz karışımı, soğutucuya girmeden önce, 2. ısı değiştiriciye beslenerek, 1. ısı değiştiriciden gelen gazların sıcaklığını, reaksiyon sıcaklığına yükseltmek için kullanılmıştır. Dolayısıyla, reaktörden çıkan gaz karışımı, 2. ısı değiştiricinin kabuk tarafından geçerken, tüp tarafından geçen ve yüksek oranda metanol içeren gaz karışımına enerjisini aktararak, ısı transferi sağlanmaktadır. SuperPro Designer kullanılarak, Metanolden DME üretim prosesi, farklı DME üretim kapasiteleri (40.000-65,000 ton/yıl) için ayrı ayrı simüle edilmiştir.



Şekil 1. Metanolden DME üretim prosesinin akım şeması (Flow chart of DME production process from methanol)

Şekil 1'deki 55.000 ton DME üretim kapasitesi için SuperPro Designer simülatörüne girilen metanol depolama tankı, DME depolama tankı, pompa, 1. ve 2. ısı değiştiriciler, DME ve metanol distilasyon kolonlarına ait işletme parametreleri EK A, EK B ve EK C'de sunulmuştur. SuperPro Designer simülatörü tarafından türetilen ve tahmin edilen tasarım parametreleri EK D ve EK E'de gösterilmiştir.

2.2. Tekno-Ekonomik Analizi (Techno-Economic Analysis)

Metanolden DME üretim prosesinin ekonomik analizi, farklı üretim kapasiteleri dikkate alınarak, toplam sermaye yatırımı, yıllık işletme maliyeti ve üretim maliyetleri değerlendirilerek gerçekleştirilmiştir. Toplam sermaye yatırımı; toplam dolaylı maliyet, toplam doğrudan maliyet, işletme anapara yatırımı, işletmeye alma maliyeti ve yüklenicinin ücreti beklenmedik durumlardan kaynaklı maliyetlerin toplamıdır (Tablo 1) (Mağhuzu vd., 2020). İşletme anapara yatırımı, tesisi işletmek için gerekli fonlar olup, üretim sırasında karşılaşılan ekipman arızalarını onarmak için hammadde, sarf malzemesi ve yedek parçaya yatırılan yatırımlardır. İşletmeye alma

maliyeti ise, tek seferlik harcamaları ve yeni bir tesisi işletmeye hazırlamak için yapılan ön açılışı içermektedir. Dolayısıyla, bu giderler, toplam sermaye yatırımına dâhil edilmektedir (De Tommaso vd., 2024).

Yıllık toplam işletme maliyeti, 55.000 ton/yıl DME üretim kapasitesi için elde edilen kütle enerji denklilikleri sonucunda her bir prosesin işletilmesi sırasında, hammadde, işçilik, tesis harcamaları, kalite kontrol, kalite güvencesi, elektrik maliyetleri gibi giderlerin toplamından oluşmaktadır (Roussos vd., 2019). Isıtma, soğutma, elektrik ve işçilik vs. gibi harcamalar, simülasyon programı tarafından tahmin edilmiştir. DME üretim prosesinin yatırım yapılabilecek karlı bir proses olup olmadığını belirlemek için geri ödeme süresi ve net bugünkü değer (NBD), Eşitlik 10 ve 11 ile hesaplanmıştır (Tomczyk vd., 2022; Dobrowolski vd., 2022).

$$\text{Geri ödeme süresi} = \text{Toplam yatırım} / \text{Net kar} \quad (10)$$

$$\text{NBD} = \sum_{k=1}^n \frac{\text{NNA}_k}{(1+i)^k} \quad (11)$$

Burada; NNA_k , k yılı için net nakit akışı, i, faiz oranı, n ise proje yaşam ömrüdür.

Duyarlılık analizi, yıllık işletme maliyeti, gelir ve metanol satın alma maliyeti gibi girdi değişkenlerinin prosesin çıktı değişkeni olan karlılıktaki belirsizi nasıl etkilediğini tespit etmek için kullanılmaktadır. Bu analizi gerçekleştirmek için girdi değişkeni olarak yıllık işletme maliyeti, gelir ve metanol satın alma maliyeti, çıktı değişkeni olarak ise, net bugünkü değer dikkate alınmıştır (Turton vd., 2012). Girdi parametrelerindeki $\pm 0,5\%$ 'lik değişim için net bugünkü değerler hesaplanmış olup, duyarlılık eğrileri oluşturulmuştur.

3. Simülasyon Sonuçları (Simulation Results)

3.1. Simüle Edilen Dolaylı Sentez Yöntemi (The Simulated Indirect Synthesis Method)

Metanolden DME üretimi için dolaylı sentez yöntemi, SuperPro Designer kullanılarak, 40.000-65,000 ton/yıl üretim kapasite aralığında, toplamda 6 kez simüle edilmiştir. Yıllık 55.000 ton DME üretim kapasitesi için, kütle ve enerji denklik hesaplamalarını dikkate alarak simüle edilen prosesten elde edilen her bir prosesin girişindeki ve çıkışındaki akış özellikleri, işletme koşulları, Tablo 1'de gösterilmiştir. S-105 hattı, yanma odasına giren doğalgaz ve hava, S-104 hattı ise yanma ürünleri oldukları için bu hatlarda metanol, DME ve su yoktur.

Literatürde, metanolden DME üretimi için dolaylı sentez yönetiminin simüle edildiği çalışmalar incelendiğinde, metanolü reaksiyon sıcaklığına getirmek için 1. ısı değiştiricide buhar kullanılmıştır (Turton vd., 2012; Azizi vd., 2014; Leonzio, 2018). Bu çalışmada ise, doğalgazın oksijen ile yakılması sonucu elde edilen yüksek sıcaklıktaki yanma gazlarının ısısı, metanole aktararak metanolün sıcaklığı reaksiyon sıcaklığına yükseltilmiştir. Dolayısıyla, S-102 hattından ilerleyen $44,01^\circ\text{C}$ 'deki sıvı karışımı, 1. ısı değiştiriciden geçerek 154°C 'ye, ardından, 2. ısı değiştiricide 250°C 'ye ısıtılmaktadır. Bu sıvı karışımının sıcaklığının yükseltilmesi için 1. ve 2. ısı değiştiricilerde, sırasıyla, 4451,08 ve 530,09 kW'lık ısı aktarımı gerçekleştirilmiştir. Dolaylı sentez yönetiminin CHEMCAD simülasyon programı ile modellendiği bir çalışmada, 50.000 MT DME üretim hızı için 1. ve 2. ısı değiştiricilerde, sırasıyla, 4003,2 ve 564,3 kW'lık ısı aktarımı gerçekleştirildiği tespit edilmiştir (Turton vd., 2012). Başka bir çalışmada, 116 kton/yıl DME üretim kapasitesi için dolaylı sentez yöntemi Aspen Plus programı kullanılarak simüle edilmiştir. Enerji verimliliğinin dikkate alındığı bu çalışmada geliştirilmiş bir akım şeması da çizilmiş olup, metanolün sıcaklığını reaksiyon sıcaklığına yükseltmek için buhar kullanılmıştır. Sıvı fazdaki metanolün sıcaklığını $25,96^\circ\text{C}$ 'den, $296,85^\circ\text{C}$ 'ye yükseltmek için buhardan metanole 14716,76 kW'lık ısı aktarımı gerçekleştirilmiştir. Bu çalışmada ise, metanolün sıcaklığını $44,01^\circ\text{C}$ 'den, 250°C 'ye yükseltmek için 4981,17 kW'lık ısı geçişi sağlanmıştır. İki çalışmada tespit edilen ısı yüklerinin farklı olması, Aspen Plus ile simüle edilen prosesin üretim kapasitesinin bu çalışmadaki üretim kapasitesinden yaklaşık olarak 2 kat fazla olmasından kaynaklanmaktadır. Dahası, Aspen Plus ile simüle edilen çalışmada metanolün sıcaklığı $25,96^\circ\text{C}$ 'den, $296,85^\circ\text{C}$ 'ye yükseltilirken, bu çalışmadaki ΔT sıcaklık farkı $205,99^\circ\text{C}$ 'dir (Fortin vd., 2020). Her iki durum dikkate alındığında, bu çalışmada yanma gazlarından metanole aktarılan ısıtma yükünün, literatürdeki kızgın buhardan metanole aktarılan ısı aktarım verilerine yakın olduğu söylenebilir. Diğer taraftan, gaz fazı reaksiyonu sonucunda, üretilen ürünlerin ve reaksiyona girmemiş metanol gaz fazındadır. Bu gaz fazındaki ürünler 1. soğutucudan geçerek, 89°C 'ye soğutulmakta, bu soğutma işlemi sonucunda 4612 kW'lık ısı uzaklaştırılmıştır.

Tablo 1. 55.000 ton/yıl kapasite için her bir prosesin girişindeki ve çıkışındaki akış hızları ve koşulları
(Flow rates and conditions at the inlet and outlet of each process for a capacity of 55,000 tons/year)

Proses giriş ve çıkış noktaları	S-101	S-102	S-103	S-104	S-105	S-106	S-107	S-108
Bileşen için molar akış hızı (kmol/sa.)								
Metanol	341,87	341,87	341,87	0	0	341,87	68,37	68,37
Dimetil eter	1,48	1,48	1,48	0	0	1,48	138,23	138,23
Su	1,35	1,35	1,35	0	0	1,35	138,10	138,10
Toplam molar akış hızı (kmol/sa.)	344,70	344,70	344,70	286,51	286,27	344,70	344,71	344,71
Toplam kütleli akış hızı (ton/sa.)	11,05	11,05	11,05	7,99	7,99	11,05	11,05	11,05
Proses işletme koşulları								
Sıcaklık (°C)	43,70	44,01	154,00	1864,20	25,00	250,00	566,20	498,80
Basınç (bar)	1,013	15,20	15,10	5,00	1,013	14,7	14,7	14,3
Proses giriş ve çıkış noktaları	S-109	S-110	S-111	S-112	S-113	S-114	S-115	
Bileşen için molar akış hızı (kmol/sa.)								
Metanol	68,37	68,37	0,63	67,75	67,75	0,74	67,00	
Dimetil eter	138,23	138,23	136,75	1,48	1,48	0,00	1,48	
Su	138,10	138,10	0,01	138,09	138,09	136,73	1,35	
Toplam molar akış hızı (kmol/sa.)	344,71	344,71	137,40	207,31	207,31	137,47	69,84	
Toplam kütleli akış hızı (ton/sa.)	11,05	11,05	6,32	5,21	5,21	2,74	2,47	
Proses işletme koşulları								
Sıcaklık (°C)	498,80	89,00	46,00	126,94	126,94	163,00	117,00	
Basınç (bar)	10,4	10,4	10,4	10,4	7,4	7,4	7,4	

3.2. DME Üretim Prosesinin Tekno-Ekonomik Analizi (Techno-Economic Analysis of The DME Production Process)

Metanolden DME üretim prosesinin ekonomik değerlendirilmesi, toplam sermaye yatırımı, yıllık işletme maliyeti ve birim üretim maliyetlerinin tahmini üzerinden belirlenmiştir. Ekonomik değerlendirme parametreleri, tüm proje için 2024 yılındaki veriler dikkate alınarak, tüm proje için hesaplanmıştır. Tesisin 15 yıllık ömrü, başlangıç aşaması ve bir yıllık inşaattan oluşmaktadır. DME üretim prosesi, 330 günlük bir çalışma süresini içeren sürekli bir prosestir ve simülatör prosesin ekonomik verilerini, kurulu kapasitenin tamamını dikkate alarak tahmin etmektedir. SuperPro Designer, yıpranma payı ve terk edilme değeri için varsayılan değerler önermekte ve 10 yıllık amortismanın hesaplanmasında, düz çizgi yöntemi kullanmıştır. Terk edilme değeri, ilk maliyetin %5'i olduğu kabul edilmiştir (Peters vd., 2003). Üretim prosesindeki her bir prosesin değerini tahmin etmek için ekipman satın alma maliyetleri simülasyon programının veri tabanından tahmin edilmiştir. Farklı üretim kapasiteleri için SuperPro Designer'den tahmin edilen her bir prosesin toplam sermaye yatırımlarını içeren maliyetler, Tablo 2'de gösterilmiştir. SuperPro Designer simülatörü tarafından tahmin edilen ekipmanların satın alma maliyetleri ise EK E'de sunulmuştur.

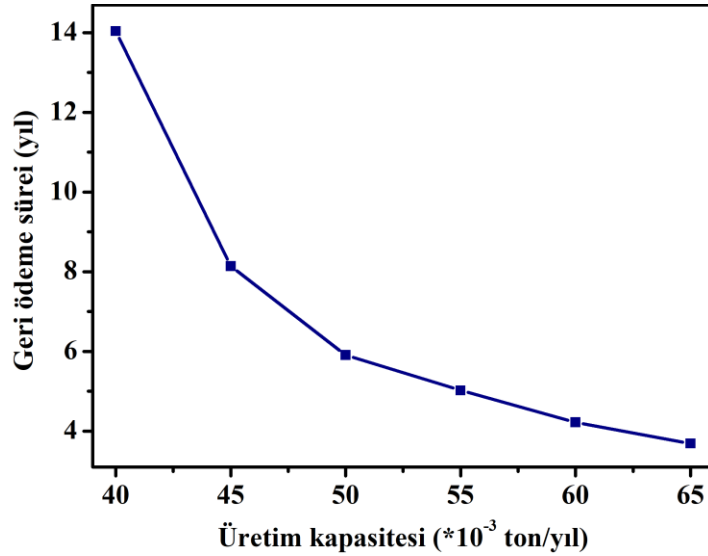
Tablo 2. Farklı DME üretim kapasiteleri (40-65*10³ ton/yıl) için toplam sermaye yatırımları (M\$)
(Total capital investments (M\$) for various DME production capacities (40-65*10³ tons/year))

Giderler		40	45	50	55	60	65
Ekipman satın alma maliyeti (PC)	Listelenen ekipman maliyeti	1.190	1.236	1.283	1.423	1.466	1.516
Kurulum	Ekipmana özgü	0.476	0.497	0.516	0.584	0.603	0.625
Proses borulama	0.2 x PC	0.417	0.433	0.449	0.498	0.513	0.531
Enstrümantasyon	0.1 x PC	0.476	0.495	0.513	0.569	0.587	0.607
Yalıtım	0.03 x PC	0.036	0.037	0.038	0.043	0.044	0.045
Elektrik	0.1 x PC	0.119	0.124	0.128	0.142	0.147	0.152
Binalar	0.05 x PC	0.536	0.556	0.577	0.640	0.660	0.682
Çevre düzenleme	0.1 x PC	0.179	0.185	0.192	0.213	0.220	0.227
Yardımcı tesisler	0.2 x PC	0.476	0.495	0.513	0.569	0.587	0.607
Toplam Doğrudan Maliyet (TDC)		3.905	4.058	4.209	4.681	4.827	4.992
Mühendislik giderleri	0.25 x TDC	0.976	1.014	1.052	1.170	1.206	1.248
İnşaat giderleri	0.35 x TDC	1.366	1.420	1.473	1.638	1.689	1.747
Toplam Dolaylı Maliyet (TIC)		2.342	2.434	2.525	2.808	2.895	2.995
Yüklenici ücreti	0.05 x (TDC + TIC)	0.312	0.325	0.337	0.374	0.386	0.399
Beklenmedik durum	0.1 x (TDC + TIC)	0.624	0.649	0.674	0.749	0.772	0.799
Yüklenici Ücreti & Beklenmedik durum (CFC)		0.936	0.974	1.011	1.123	1.158	1.198
İşletme sermayesi		1.845	2.018	2.190	2.363	2.535	2.708
Başlangıç maliyeti		0.359	0.373	0.387	0.431	0.444	0.459
Toplam Sermaye Yatırımı		9.387	9.857	10.322	11.406	11.859	12.352

(TCI = TDC + TIC + CFC)

3.2.1. Geri ödeme süresi (Payback period)

DME üretim prosesi, 40.000-65.000 ton aralığındaki her 5.000 ton artış için simüle edilmiştir ve her bir prosesten tahmin edilen geri ödeme süreleri Şekil 2’de gösterilmiştir. Yatırımcılar, yatırım yaptıkları parayı kısa vade de geri kazanmak istedikleri için, herhangi bir üretim prosesi için iyi bir geri ödeme süresi, 5 yıl olarak öngörülmektedir (Sidiras and Koukios, 2005; Li vd., 2021). Şekil 2 incelendiğinde, üretim kapasitesi arttıkça, geri ödeme süresi azalmaktadır. Bunun nedeni, yüksek kapasite değerlerinden dolayı, ekipmanların boyutlarındaki belirli bir artış, daha az sermaye yatırımının artmasına neden olurken, daha fazla DME üretilmesiyle daha yüksek gelirler elde edilmesinden kaynaklanmaktadır. Bu da üretim kapasitesinin artmasıyla, geri ödeme süresinde eksponansiyel bir azalmaya neden olmaktadır. Diğer taraftan, üretim kapasitesi azaldıkça, daha düşük DME gelirlerinden dolayı, geri ödeme süresi de artmaktadır. Yıllık 55.000 ton DME üretim kapasitesi için geri ödeme süresi 5,02 olarak tahmin edilmektedir ve bu üretim kapasitesinin üzerindeki farklı üretim kapasitelerinin, yatırım için uygun olduğu anlamı taşımaktadır. Literatürde, palm yağından biyodizel üretimi, buğday samanından bütirik asit üretimi ve biyogaz üretimi gibi endüstriyel tesislerin tekno-ekonomik analizi gerçekleştirilmiş ve tahmin edilen geri ödeme sürelerinin, sırasıyla, 5,7 yıl, 4,7 yıl ve 8 yıl olduğu tahmin edilmiştir (Ogrodowczyk vd., 2016; Baroi vd., 2017; Harahap vd., 2019). Bu çalışmada belirlenen geri ödeme süresine yakın ve yüksek olduğu görülmektedir.

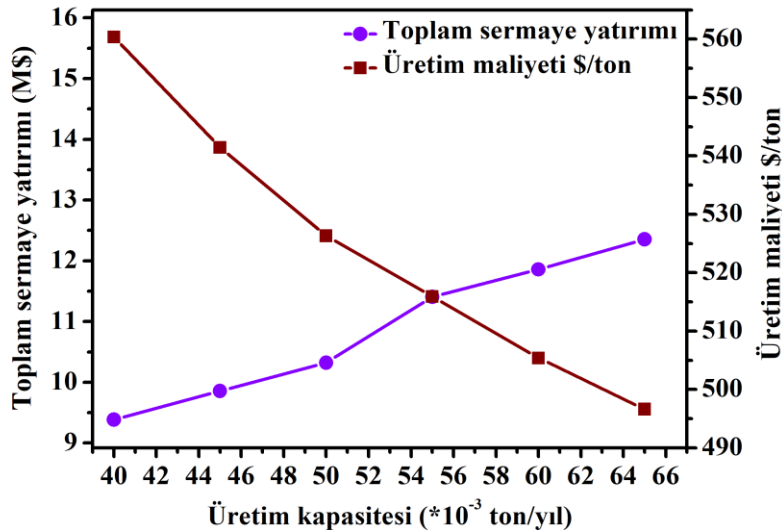


Şekil 2. Farklı üretim kapasitesi için tahmin edilen geri ödeme süreleri
(Estimated payback periods for various production capacities)

3.2.2. Toplam sermaye yatırımı (Total capital investment)

Toplam sermaye yatırımı tahmin etmek için kullanılan çeşitli giderleri ve harcamaları içeren maliyet dokümanı Tablo 2'de sunulmuştur. Yıllık 40.000-65.000 ton DME üretim kapasiteleri için, metanolden DME üretim prosesinin toplam sermaye yatırımı 9,387 M\$ ve 12,352 M\$ arasında değişmektedir. DME üretim kapasitesi arttıkça, üretim hattında kullanılan proseslerin ve ekipmanların boyutları ve sayısı da artmaktadır. Bu da toplam sermaye yatırımının artmasına neden olan beklenen bir durumdur. Geri ödeme süresinin 5,02 yıl olarak tahmin edildiği 55.000 ton/yıl DME üretim hızı için ise toplam sermaye yatırımı 11,406 M\$ olarak hesaplanmıştır. Sentez gazından DME üretim prosesinin simüle edildiği bir çalışmada ise, üretim kapasitesinin yüksek olmasından dolayı, sermaye yatırımının 47,1 M\$ olduğu tespit edilmiştir (Lopes vd., 2020). Biyo-yapıştırıcı üretim tesisinde, 10-50 MT/kesikli üretim kapasitesi için tahmin edilen toplam sermaye yatırımının 15,282-35,906 M\$ arasında değiştiği rapor edilmiştir (Ahire vd., 2024).

Şekil 3, DME üretim maliyeti üzerine farklı üretim kapasitelerinin etkisini göstermektedir. Yüksek kapasitelerdeki DME üretim maliyeti, düşük kapasitelere göre daha azdır. Yıllık 55.000 ton DME üretim kapasitesi için, DME'nin satış fiyatı (750 \$/ton), metanolün (390 \$/ton) ve doğal gazın (3,15 \$/m³) satın alma fiyatları dikkate alındığında, simüle edilen prosesten tahmin edilen yıllık işletme maliyeti aracılığıyla, DME'nin üretim maliyeti 515,93 \$/ton olarak hesaplanmıştır. Yıllık işletme maliyetinin %68'i hammadde maliyetidir (Tablo 3) ve büyük bir kısmını da metanolün satın alma maliyeti oluşturmaktadır. Metanolün satın alma fiyatının 390 \$/ton'un altına düştükçe ya da DME'nin satış fiyatının 750 \$/ton'un üzerine çıktıkça, DME'nin üretim maliyeti 515,93 \$/ton'un altına düşecektir. Bu durum daha fazla kar marjına yol açtığı için, istenen bir durumdur.



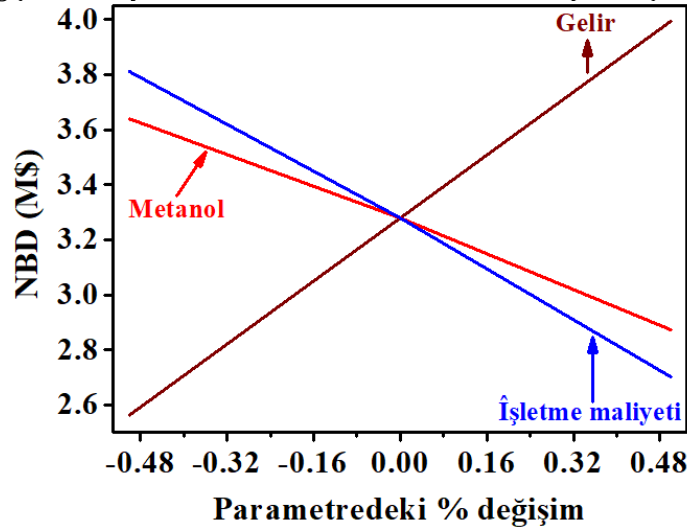
Şekil 3. Toplam sermaye yatırımının ve birim üretim maliyetinin yıllık üretim kapasitelerine göre değişimi
(Change in total capital investment and unit production cost based on annual production capacities)

3.2.3. Yıllık işletme maliyeti (Annual operating cost)

Yıllık işletme maliyetinin değerlendirilmesinde, 55.000 \$/ton DME üretim kapasitesi dikkate alınmıştır ve tahmin edilen toplam değişken üretim maliyetleri Tablo 3'te sunulmuştur. Yıllık işletme maliyeti, hammadde, vergi, sigorta, tesis bakımı, ekipman amortismanı, tesisi bağlı maliyetleri içermektedir ve 28,375 M\$ olarak hesaplanmıştır. Bu toplam maliyetin %86,02'i hammadde ve işçilik maliyetleriyken, geriye kalan maliyetler (%13,98), tesis harcamaları, laboratuvar/KG/KK ve diğer giderlerdir (Tablo 3). Hammadde maliyetleri incelendiğinde ise, bu maliyetin %99,63'ü metanol satın alma maliyetidir. Bu tesisin işletilmesinde kullanılan her hangi bir prosesten endüstriyel bir atığın üretilmemesinden dolayı, atık iyileştirme maliyeti bu çalışmada dikkate alınmamıştır. Prosesten çıkan sıcaklığı yüksek atık su ve atık gazlar sayesinde, tesisin bazı kısımlarının ısıtılması da düşünülebilir.

Çöp atıklarından üretilen biyogazdan DME üretimi için, doğrudan sentez üretim prosesi modellenmiştir ve yıllık işletme maliyeti 1,012 M€ olarak rapor edilmiştir (Merkouri vd., 2022). Hammadde olarak atıkların kullanılmasıyla, bu çalışmada hammadde maliyeti önemli ölçüde azaltılmıştır. Bu çalışmada ise, metanol maliyetinin yüksek olmasından dolayı, yıllık işletme maliyeti yüksek seviyelerdedir. Farklı bir çalışmada ise, sentez gazından DME üretiminin gerçekleştirildiği üretim prosesi, Aspen Hysys kullanılarak simüle edilmiştir ve yıllık işletme maliyetinin 14.1 M\$ olduğu tahmin edilmektedir (Lopes vd., 2020).

55.000 ton/yıl DME üretim tesisine 15 yıllık bir yatırım için net bugünkü değer, SuperPro Designer tarafından 3278.99 M\$ olarak tahmin edilmiştir. Yıllık işletme giderleri arasında en fazla metanolün satın alma maliyeti olması sebebiyle, metanolün satın alma maliyeti ile birlikte, yıllık gelir ve işletme maliyetinin duyarlılık analizi de gerçekleştirilmiştir. Bu üç girdi parametresinde $\pm 0,5$ 'lik bir değişim için NBD'yi nasıl etkilediğini gösteren duyarlılık eğrileri Şekil 4'te gösterilmiştir. Satın alma maliyeti, yıllık gelir ve işletme maliyetindeki $\pm 0,5$ 'lik bir değişim için NBD'deki değişim, sırasıyla, -0.77, 1.43 ve -1.11 M\$ olarak hesaplanmıştır.



Şekil 4. Girdi parametreleri için duyarlılık eğrileri (Sensitivity curves for input parameters)

Tablo 3. 55.000 ton/yıl üretim kapasitesi için yıllık işletme maliyeti (M\$)
(Annual operating cost (M\$) for 55,000 tons/year production capacity)

Toplam değişken üretim maliyetleri	M\$	%
Hammaddeler	19,294	68,00
İşçilik	5,113	18,02
Tesis	1,621	5,71
Laboratuvar/KG/KK	0,767	2,70
Diğer giderler	1,580	5,57

KG/KK: Kalite güvence, Kalite kontrol

4. Sonuç ve Tartışma (Result and Discussion)

Metanolden DME üretimi için dolaylı sentez yöntemi, yıllık 40.000-65.000 ton DME üretim kapasiteleri dikkate alınarak, toplamda 6 kez SuperPro Designer kullanılarak simüle edilmiştir. Her bir prosesin kütle ve enerji denklik hesaplamaları sonucunda, proseslerin girişindeki ve çıkışındaki akış özellikleri belirlenmiştir. Üretim prosesinin detaylı tekno-ekonomik analizi değerlendirmesi, farklı üretim kapasitelerinin modellenmesi ile gerçekleştirilmiştir. Farklı DME üretim kapasiteleri için, üretim prosesinin toplam sermaye yatırımı 9,387 M\$ ve 12,352 M\$ arasında değişmektedir ve 55.000 ton/yıl üretim hızı için 11,406 M\$ olarak hesaplanmıştır. Bu üretim kapasitesi için yıllık işletme maliyeti 28,375 M\$ ve birim DME üretim maliyeti 515,93 \$/ton'dur. Kabul edilebilir bir geri ödeme süresinin 5,02 yıl olduğu tahmin edilmektedir. DME'nin satış fiyatı (750 \$/ton), metanolün (390 \$/ton) ve doğal gazın (3,15 \$/m³) satın alma fiyatları dikkate alındığında, 55.000 ton/yıl DME üretim hızında tesisin işletilmesiyle, yüksek bir karlılık potansiyelinin ortaya çıkacağı düşünülmektedir.

Teşekkür (Acknowledgement)

SuperPro Designer V9 kullanım izni için Süleyman Demirel Üniversitesi, Mühendislik ve Doğa Bilimleri Fakültesi, Kimya Mühendisliği Bölümü'ne teşekkür ederiz.

Çıkar Çatışması (Conflict of Interest)

Yazarlar tarafından herhangi bir çıkar çatışması beyan edilmemiştir. No conflict of interest was declared by the authors.

Kaynaklar (References)

- Ahire, J. P., Mousavi-Avval, S. H., Rajendran, N., Bergman, R., Runge, T., Jiang, C., Hu J., 2024. Techno-economic and life cycle analyses of bio-adhesives production from isolated soy protein and kraft lignin. *Journal of Cleaner Production*, 447, 141474. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2024.141474>.
- Alshbuki, E. H., Bey, M. M., Mohamed, A. A., 2020. Simulation Production of Dimethylether (DME) from Dehydration of Methanol Using Aspen Hysys. *Scholars International Journal of Chemistry and Material Sciences*, 03 (02), 13-18. 10.36348/sijcms.2020.v03i02.002.
- Azizi, Z., Rezaeimanesh, M., Tohidian, T., Rahimpour, M. R., 2014. Dimethyl ether: A review of technologies and production challenges. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 82, 150-172. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2014.06.007>.
- Baroi, G. N., Gavala, H. N., Westermann, P., Skiadas, I. V., 2017. Fermentative production of butyric acid from wheat straw: Economic evaluation. *Industrial Crops and Products*, 104, 68-80. <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2017.04.008>.
- Chen, H. J., Fan, C. W., Yu, C. S., 2013. Analysis, synthesis, and design of a one-step dimethyl ether production via a thermodynamic approach. *Applied Energy*, 101, 449-456. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.08.025>.
- Chmielarz, L., 2024. Dehydration of Methanol to Dimethyl Ether—Current State and Perspectives. *Catalysts*, 14 (5), 308. <https://doi.org/10.3390/catal14050308>.
- Dahmen, N., Henrich, E., Dinjus, E., Weirich, F., 2012. The bioliq® bioslurry gasification process for the production of biosynfuels, organic chemicals, and energy. *Energy, Sustainability and Society*, 2, 1-44. <https://doi.org/10.1186/2192-0567-2-3>.
- De Tommaso, J., Galli, F., Weber, R., Dubois, J. L., Patience, G. S., 2024. Total Capital Investment of plastic recycling plants correlates with energy losses and capacity. *ChemSusChem*, 17 (5), e202301172. <https://doi.org/10.1002/cssc.202301172>.
- Dean, J. A., 1999. *Lange's Handbook of Chemistry*, Fifteenth Edition. McGraw-Hill, Inc.
- Dieterich, V., Neumann, K., Niederdränk, A., Spliethoff, H., Fendt, S., 2024. Techno-economic assessment of renewable dimethyl ether production pathways from hydrogen and carbon dioxide in the context of power-to-X. *Energy*, 301, 131688. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2024.131688>.
- Dimethyl Ether Market Share, S., Trends, Industry Analysis Report, 2022-2030 <https://www.polarismarketresearch.com/industry-analysis/dimethyl-ether-market>. Erişim tarihi, 29.10.2024.
- Dobrowolski, Z.; Drozdowski, G. Does the Net Present Value as a Financial Metric Fit Investment in Green Energy Security? *Energies* 2022, 15 (1), 353. <https://doi.org/10.3390/en15010353>.
- Ereña, J., Sierra, I., Aguayo, A. T., Ateka, A., Olazar, M., Bilbao, J., 2011. Kinetic modelling of dimethyl ether synthesis from (H₂+CO₂) by considering catalyst deactivation. *Chemical Engineering Journal*, 174 (2-3), 660-667. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2011.09.067>.
- Fortin, C., Gianfolcaro, N., Gonzalez, R., Lohest, J., Lonnew, A., Kesnelle, A., ... & Schmitz, C. 2020. Dimethyl ether, a review of production processes and a modeling of the indirect route. *Liege Univ*, 2019-2020.
- Harahap, F., Silveira, S., Khatiwada, D., 2019. Cost competitiveness of palm oil biodiesel production in Indonesia. *Energy*, 170, 62-72. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.12.115>.
- Harun, N., Othman, N. A., Zaki, N. A., Mat Rasul, N. A., Samah, R. A., Hashim, H., 2019. Simulation of Anaerobic Digestion for Biogas Production from Food Waste Using SuperPro Designer. *Materials Today: Proceedings*, 19, 1315-1320. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2019.11.143>.

- Leonzio, G., 2018. State of art and perspectives about the production of methanol, dimethyl ether and syngas by carbon dioxide hydrogenation. *Journal of CO2 Utilization*, 27, 326-354. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2018.08.005>.
- Li, H. X., Zhang, Y., Li, Y., Huang, J., Costin, G., Zhang, P., 2021. Exploring payback-year based feed-in tariff mechanisms in Australia. *Energy Policy*, 150, 112133. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2021.112133>.
- Lopes, G. D. F., Bonfim-Rocha, L., de Matos Jorge, L. M., Paraíso, P. R., 2020. Dimethyl Ether Production from Sugarcane Vinasse: Modeling and Simulation for a Techno-economic Assessment. *BioEnergy Research*, 13 (2), 397-410. <https://doi.org/10.1007/s12155-020-10089-9>.
- Maqhuza, A. B., Yoshikawa, K., Takahashi, F., 2020. Stochastic economic analysis of coal-alternative fuel production from municipal solid wastes employing hydrothermal carbonization in Zimbabwe. *Science of The Total Environment*, 716, 135337. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.135337>.
- Merkouri, L. P., Ahmet, H., Reina, T. R., Duyar, M. S., 2022. The direct synthesis of dimethyl ether (DME) from landfill gas: A techno-economic investigation. *Fuel*, 319, 123741. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.123741>.
- Moghaddam A. L., Hazlett, M. J., 2023. Methanol dehydration catalysts in direct and indirect dimethyl ether (DME) production and the beneficial role of DME in energy supply and environmental pollution. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 11 (3), 110307. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2023.110307>.
- Natural gas composition percentage, <https://group.met.com/en/media/energy-insight/composition-of-natural-gas>. Erişim tarihi, 16.11.2024.
- Ogrodowczyk, D., Olejnik, T. P., Kaźmierczak, M., Brzeziński, S., Baryga, A., 2016. Economic analysis for biogas plant working at sugar factory. *Biotechnology and Food Science*, 80 (2), 129-136. <https://doi.org/10.34658/bfs.2016.80.2.129-136>.
- Pang, Y. X., Yan, Y., Foo, D. C. Y., Sharmin, N., Zhao, H., Lester, E., Wu, T., Pang, C. H., 2019. The study of lignocellulosic biomass pyrolysis via superpro designer. 11th International Conference on Applied Energy, 2019, Paper ID: 0644.
- Pasha, M. K., Dai, L., Liu, D., Guo, M., Du, W., 2021. An overview to process design, simulation and sustainability evaluation of biodiesel production. *Biotechnol Biofuels*, 14 (1), 129. <https://doi.org/10.1186/s13068-021-01977-z>.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., West, R. E., 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, Fifth Edition. McGraw-Hill Education.
- Roussos, A., Misailidis, N., Koulouris, A., Zimbardi, F., Petrides, D., 2019. A Feasibility Study of Cellulosic Isobutanol Production—Process Simulation and Economic Analysis. *Processes*, 7 (10), 667. <https://doi.org/10.3390/pr7100667>.
- Rownaghi, A. A., Rezaei, F., Stante, M., Hedlund, J., 2012. Selective dehydration of methanol to dimethyl ether on ZSM-5 nanocrystals. *Applied Catalysis B: Environmental*, 119-120, 56-61. <https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2012.02.017>.
- Sidiras, D. K., Koukios, E. G., 2005. The effect of payback time on solar hot water systems diffusion: the case of Greece. *Energy Conversion and Management*, 46 (2), 269-280. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2004.02.018>.
- Tomczyk, S., Ozturk, S., Wawrzyniak, T., Tessman, M., Ehrlich, C., Shaikh, F., 2022. The design and techno economic analysis of a succinic acid production facility. *Frontiers in Sustainability*, 3, 953942. <https://doi.org/10.3389/frsus.2022.953942>.
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., 2012. *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Pearson Education.

Ekler (Appendix)

EK A. Metanol Depolama Tankı, DME Depolama Tankı ve Pompa için işletme parametreleri
(Operating parameters for Methanol Storage Tank, DME Storage Tank and Pump)

İşletme Parametreleri	Metanol Depolama Tankı	DME Depolama Tankı	İşletme Parametreleri	Pompa
Basınç (bar)	1,013	10,40	Basınç değişimi (bar)	14,187
Sıcaklık (°C)	43,7	46	Çıkış sıcaklığı (°C)	44,01
Kalma zamanı (sa.)	1	1	Pompa gücü(kW)	8,07
Tank hacmi (m ³)	15,92	11,30	Hacimsel akış hızı (m ³ /sa.)	14,33

EK B. 1. ve 2. Isı değiştiriciler için işletme parametreleri (Operating parameters for 1. and 2. heat exchangers)

İşletme Parametreleri	Birim	1. Isı değiştirici	2. Isı değiştirici
		İşletme verileri	
Sıcak akışkan sıcaklık düşüşü	°C	1668,30	67,40
Soğuk akışkan sıcaklık artışı	°C	109,99	96,00
Sıcak akışkan çıkış sıcaklığı	°C	195,90	498,80
Soğuk akışkan çıkış sıcaklığı	°C	154,00	250,00
Tüp tarafı basınç düşüşü	bar	0,1	0,4
Kabuk tarafı basınç düşüşü	bar	0,1	0,4

EK C. DME ve Metanol distilasyon kolonları için işletme parametreleri
(Operating parameters for DME and Methanol distillation columns)

Bileşim	DME Kolonu		Metanol Kolonu	
	Bağıl uçuculuk	Distilattaki % bileşim	Bağıl uçuculuk	Distilattaki % bileşim
Metanol	3,63	0,92	2,85	98,91
Dimetil eter	39,94	98,93	15,59	100,0
Su	1	0,01	1	0,98
İşletme Parametreleri	DME Kolonu		Metanol Kolonu	
Reflaks oranı	1,773		1,815	
R/Rmin	3,605		1,155	
Besleme kalitesi (%)	50,48		96,19	
Kolon basıncı (bar)	10,4		7,4	
Buhar hızı (m/s)	3		3	
Teorik raf sayısı	5,44		21,21	
Raf verimliliği (%)	80		80	

EK D. PFR Reaktörü, DME ve Metanol distilasyon kolonları için tasarım parametreleri
(Design parameters for PFR Reactor, DME and Methanol distillation columns)

Tasarım parametreleri	PFR Reaktörü	Tasarım parametreleri	DME Kolonu	Metanol Kolonu
L/D	10	Kolon çapı (m)	0,359	0,328
Uzunluk (m)	16,3	Kolon yüksekliği (m)	2,8	10,80
Çap (m)	1,63	Gerçek raf sayısı	7	27,0
Hacim (m ³)	34	Raf yüksekliği (m)	0,4	0,4
Termal mod	Adyabatik	Soğutma yükü (kW)	1918,6	2112,2
		Isıtma yükü (kW)	861,6	2095,1

EK E. Dolaylı sentez yönteminde kullanılan ekipmanların satın alma maliyetleri
(Purchasing costs of equipment used in the indirect synthesis method)

Ekipmanlar	Özellikler	Maliyet (\$)
1. Distilasyon kolonu	Kolon hacmi = 0,28 m ³	14.000
1. Distilasyon kolonu	Kolon hacmi = 0,91 m ³	52.000
Metanol Depolama Tankı	Tank hacmi = 15,9 m ³	425.000
DME Depolama Tankı	Tank hacmi = 11,3 m ³	97.000
1. Küresel vana	Vana çapı = 0,45 cm	1.000
2. Küresel vana	Vana çapı = 1,34 cm	1.000
PFR Reaktör	Reaktör hacmi = 34 m ³	115.000
Pompa	Pompa gücü = 8,07 kW	73.000
1. Isı Değiştirici	Isı transferi alanı = 53,2 m ²	258.000
2. Isı Değiştirici	Isı transferi alanı = 1,89 m ²	17.000
1. Soğutucu	Isı transferi alanı = 3,35 m ²	25.000
2. Soğutucu	Isı transferi alanı = 15,13 m ²	61.000
Listelenmeyen ekipmanlar		285.000
Toplam Ekipman Maliyeti		1.423.000