BURSA TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ❖ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

FİSCHER-TROPSCH SENTEZİ HİDRODİNAMİK KOŞULLARINDA TAYLOR AKIŞINDA SIVI SLUGDAKİ AKIŞ ALANI: MİCRO PIV VE REAKSİYON ÇALIŞMASI

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Sinan DÖNMEZ

Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı

EKİM 2020

BURSA TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ❖ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

FİSCHER-TROPSCH SENTEZİ HİDRODİNAMİK KOŞULLARINDA TAYLOR AKIŞINDA SIVI SLUGDAKİ AKIŞ ALANI: MİCRO PIV VE REAKSİYON ÇALIŞMASI

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Sinan DÖNMEZ
(181233483004)
ORCID: https://orcid.org/0000-0002-2098-2051

Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı

Tez Danışmanı: Dr. Öğr. Üyesi Ertuğrul ERKOÇ
ORCID: https://orcid.org/0000-0002-7934-1515

EKİM 2020

BTÜ, Fen Bilimleri Enstitüsü'nün 181233483004 numaralı Yüksek Lisans Öğrencisi Sinan DÖNMEZ, ilgili yönetmeliklerin belirlediği gerekli tüm şartları yerine getirdikten sonra hazırladığı "Fischer-Tropsch Sentezi Hidrodinamik Koşullarında Taylor Akışında Sıvı Slugdaki Akış Alanı: Micro PIV ve Reaksiyon Çalışması" başlıklı tezini aşağıda imzaları olan jüri önünde başarı ile sunmuştur.

Tez Danışmanı :	**Dr. Öğr. Üyesi Ertuğrul ERKOÇ** Bursa Teknik Üniversitesi	.....
Jüri Üyeleri :	**Prof. Dr. Osman Nuri ATA** Erzurum Atatürk Üniversitesi	.....
	Dr. Öğr. Üyesi Ömür ARAS Bursa Teknik Üniversitesi	.....

Teslim Tarihi : 22 Eylül 2020
Savunma Tarihi : 21 Ekim 2020

20.04.2016 tarihli Resmi Gazete'de yayımlanan Lisansüstü Eğitim ve Öğretim Yönetmeliğinin 9/2 ve 22/2 maddeleri gereğince; Bu Lisansüstü teze, Bursa Teknik Üniversitesi'nin abonesi olduğu intihal yazılım programı kullanılarak Fen Bilimleri Enstitüsü'nün belirlemiş olduğu ölçütlere uygun rapor alınmıştır.

Bu tez, 117M044 numaralı TÜBİTAK projesi ile desteklenmiştir.

İNTİHAL BEYANI

Bu tezde görsel, işitsel ve yazılı biçimde sunulan tüm bilgi ve sonuçların akademik ve etik kurallara uyularak tarafımdan elde edildiğini, tez içinde yer alan ancak bu çalışmaya özgü olmayan tüm sonuç ve bilgileri tezde kaynak göstererek belgelediğimi, aksinin ortaya çıkması durumunda her türlü yasal sonucu kabul ettiğimi beyan ederim.

Öğrencinin Adı Soyadı: Sinan DÖNMEZ

İmzası :

Annem, babam ve kardeşlerime,

ÖNSÖZ

Bu tez kapsamında Fischer Tropsch sentezi hidrodinamik koşullarında taylor akışında sıvı slugdaki akış alanı, L,Y ve T tipi mini kanallarda mikroskop, hızlı kamera ve Parçacık hız Görüntüleme sistemi (particle image velocimetry, PIV) kullanılarak incelenmiştir. Bu sonuçlar kullanılarak Fischer Tropsch sentezi ile sıvı yakıta endüstriyel miktarlarda lokal olarak üretim yapabilecek çok mini kanallı reaktör tasarımı için bilgi birikimi sağlanmıştır. Ek olarak tasarlanacak çok kanallı prototip reaktörün besleme tasarımı ve stratejisi üzerine fikir edinilmiştir.

Lisans ve Yüksek Lisans sürecindeki çalışmalarım sırasında bilgi birikimini, tecrübelerini ve dostane yaklaşımı ile desteğini esirgemeyen tez danışmanım Sayın Dr. Öğr. Üyesi Ertuğrul ERKOÇ Hocam'a en derin teşekürlerimi sunarım.

Yine Lisans ve Yüksek lisans çalışmalarım süresince, bilgilerini ve fikirlerini benimle paylaşan ve bana gerek moral gerekse motivasyonumu yüksek tutmama yardım eden Araştırma Görevlisi Gözde Geçim Hocam'a teşekkürlerimi sunarım.

Tez çalışmam süresince bilgilerini ve daha önce yapmış olduğu çalışmaları benden esirgemeyen Araştırma Görevlisi Özge Akyavaşoğlu Hocam'a teşekkürlerimi sunarım.

Bu çalışmaya katkılarından dolayı TÜBİTAK'a minnettarım. Bu çalışma, TÜBİTAK 1001-117M044 "Fischer Tropsch Sentezinde ürün seçiciliği artırma-Hidrodinamik ve Reaksiyon Çalışması" projesi ile Türkiye Bilimsel ve Teknolojik Araştırma Kurumu (TÜBİTAK) tarafından mali olarak finanse edilmiştir.

Hayatta bir bütün olarak davranmanın bilincini kavradığım ve her zaman maddi manevi yardımlarını benden esirgemeyen değerli ailemin ferdleri olan çok kıymetli annem Hülya DÖNMEZ ve babam Sadık DÖNMEZ ile kendi küçük ailelerinde yeğenlerimle mutlu olmasını dilediğim abim Hakan DÖNMEZ ve ablam Pınar GÜLTEKİN'e en içten ve kalbi teşekkürlerimi sunarım.

Ekim 2020

Sinan DÖNMEZ
(Kimya Mühendisi)

İÇİNDEKİLER

Sayfa

ÖNSÖZ ..... **viii**
İÇİNDEKİLER ..... **ix**
KISALTMALAR ..... **xi**
SEMBOLLER ..... **xii**
ÇİZELGE LİSTESİ ..... **xiii**
ŞEKİL LİSTESİ ..... **xv**
ÖZET ..... **xxi**
SUMMARY ..... **xxii**
1. GİRİŞ **1**
2. LİTERATÜR TARAMASI **4**
2.1 Yaygın Sektör Uygulamaları 4
2.2 Kimyasal Reaksiyon Mühendisliğinde Minyatürliştirme Kavramı 5
2.3 Mikroreaktörlerin Sentez ve Cihazlarda Kullanımı 6
2.4 Akış Rejimleri ve Slug(Taylor) Akışı 7
2.5 Sıvı Slug İçerisindeki Hidrodinamik 8
2.6 Kanal İçerisindeki Gaz Kabarcığın Şekli 11
2.7 Film Kalınlığı 12
2.8 Kabarcık ve Sıvı Slug Uzunluğu 13
2.9 Mikrokanallarda Basınç Düşüşü 15
2.10 Fischer Tropsch Sentezi 17
2.10.1 Fischer Tropsch reaksiyon mekanizması 18
2.10.2 Fischer Tropsch reaksiyonlarında kullanılan katalizörler 19
2.10.3 Fischer-Tropsch sentezinde kullanılan reaktörler 20
2.10.4 Fischer Tropsch sentezinde mikroreaktör çalışmaları 22
3. MATERYAL VE YÖNTEM **29**
3.1 Materyal ve Özellikleri 29
3.1.1 Hidrodinamik çalışmaları 29
3.1.2 Reaksiyon çalışmaları 30
3.2 Deneysel Yöntem 31
3.2.1 Deney Düzeneği-Hidrodinamik Çalışmalar 31
3.2.1.1 Taylor hidrodinamiği : 31
3.2.1.2 Sıvı içerisindeki karışmanın mekanizması: 33
3.2.1.3 Gazların ve sıvının taylor hidrodinamiği çalışmasının verileri ışığında alternatif beslemesi 36
3.2.2 Deney düzeneği-reaksiyon çalışmaları 36

3.2.2.1 Akış hidrodinamiğinin manipüle edilmeden gerçekleştirilen deneyler: 37
3.2.2.2 Akış hidrodinamiği manipüle edilerek gerçekleştirilen deneyler: 38
3.2.3 Alternetif besleme kullanılarak yapılan deneyler 39
4. BULGULAR VE TARTIŞMA 41
4.1 Taylor Hidrodinamiği 41
4.1.1. Taylor akışını veren gaz ve sıvı besleme şartlarının belirlenmesi 41
4.1.2. Kanal hidrodinamiği 44
4.1.3 Reaktör tipinin etkisi: 53
4.1.4 Gaz türünün etkisi: 54
4.1.5 Modelleme Çalışmaları 54
4.1.5.1 Parametre seçimi 55
4.1.5.2 Modelin regresyonu 57
4.2 Sıvı içerisindeki akış alanı ve Akış hafızasının sorgulanması: 61
4.3 Farklı Akış Tiplerinin Karşılaştırılması ve Dönüşüm Hesaplamaları 62
5. SONUÇ VE ÖNERİLER 69
KAYNAKLAR 71
EKLER……..80
EK A: 80
EK B: 90
EK C: 94
EK-D: 106
EK-E: 115
EK-F: 121
EK G: 139
ÖZGEÇMİŞ……228

KISALTMALAR

Bo : Bond sayısı/Eötvös sayısı
BTL : Biyokütleden sıvı yakıt eldesi
Ca : Kapileri sayısı
CFD : Computational Fluids Dynamics (Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği)
Co : Kobalt
CTL : Kömürden sıvı yakıt eldesi
DME : Dimetil Eter
DOF : Serbestlik derecesi
Eö : Eötvös sayısı/Bond sayısı
Fe : Demir
Fr : Freude sayısı
FT : Fischer Tropsch
FTS : Fischer Tropsch sentezi
GTL : Doğalgazdan sıvı yakıt eldesi
HAD : Hesaplamalı Akışkanlar mekaniği
HTFT : Yüksek sıcaklık Fischer Tropsch sentezi
KİE : Kimyasal İşlem Endüstrisi
KRM : Kimyasal Reaksiyon Mühendisliği
L : Uzunluk
LOC : Çip üzerinde laboratuvar
LNG : Sıvılaştırılmış doğalgaz
LTFT : Düşük sıcaklık Fischer Tropsch sentezi
PDMS :Polimetilsiloksan
PIV : Parçacık Hız görüntüleme sistemi
Re : Reynolds sayısı
SS : Kareler Toplamı
U : Yüzeysel Hız
We : Weber sayısı
WGS : Su-gaz dönüşüm reaksiyonu

SEMBOLLER

α : Zincir büyüme olasılığı
b : kabarcık
Ca_b : Kabarcık kapileri sayısı
d_h : Hidrolik kanal çapı (mm)
Ɛ : Gaz tutma
f : film
g : yerçekimi ivmesi
L_b : kabarcık uzunluğu
L_s : slug uzunluğu
L_H : Birim hücre uzunluğu
ρ : Yoğunluk
∆P : Basınç düşüşü
V : Çizgisel hız
μ : Dinamik viskozite
U_G : Gaz yüzeysel hızı
U_S : Sıvı yüzeysel hızı
σ : Yüzey gerilimi
β : Boşluk oranı (1/3Ɛ)
ρ : Yoğunluk
δ : Kalınlık

ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge 2.1: Taylor akışında kabarcık ve slug uzunluklarını tahmin etmek için oluşturulmuş korelasyonlar **14**
Çizelge 2.2: Mikrokanallar için C faktör korelasyonları **16**
Çizelge 2.3: Ürün oluşumu ile ilgili reaksiyonlar [61] **17**
Çizelge 2.4: Literatürde Fischer Tropsch sentezinde Mikro-mini kanallar kullanılarak yapılan çalışmalar **24**
Çizelge 3.1: Deneylerde kullanılan gazların özellikleri **29**
Çizelge 3.2: Deneylerde kullanılan sıvının özellikleri **29**
Çizelge 3.3: Hidrodinamiğin manipüle edilmediği deney şartları **38**
Çizelge 3.4: Hidrodinamiğin manipüle edildiği deney şartları **39**
Çizelge 3.5: Deneylerde kullanılan parametreler ve seviyeleri **39**
Çizelge 3.6: Reaktör içinde kalma zamanına bağlı deney koşulları **40**
Çizelge 4.1: Deneylerde hesaplanan boyutsuz sayı değer aralıkları **45**
Çizelge 4.1: Y Birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları **47**
Çizelge 4.3: Y Birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları-Devam **48**
Çizelge 4.4: T birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları **49**
Çizelge 4.5: T birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları-Devam **50**
Çizelge 4.6: L birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları **51**
Çizelge 4.7: L birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları-Devam **52**
Çizelge 4.8: Sabit UL'de(50mm/s) UG'ye göre kabarcık ve slug uzunlukları (L-Tipi) **52**
Çizelge 4.9: Sabit UG'de(50mm/s) UL'ye göre kabarcık ve slug uzunlukları **53**
Çizelge 4.10: Literarürde var olan modeller **55**
Çizelge 4.11: Model belirleme için kullanılan parametreler **56**
Çizelge 4.12: Model denkleminin sıvı slug uzunluğu regresyonu **58**
Çizelge 4.13: Model denkleminin kabarcık uzunluğu regresyonu **58**
Çizelge 4.14: Literatürde var olan model denklemlerin kabarcık uzunluğu regresyonu **58**
Çizelge 4.15: Literatürde var olan model denklemlerin slug uzunluğu regresyonu **58**
Çizelge 4.16: Hesaplanan CO dönüşümleri **68**
Çizelge A. 1: U_L=20 mm/s 'de reeaktörlerde gaz geçişleri **80**
Çizelge A. 2: U_L 30 mm/s 'de reeaktörlerde gaz geçişleri **81**
Çizelge A. 3: U_L =40 mm/s 'de reeaktörlerde gaz geçişleri **82**
Çizelge A. 4: U_L =50 mm/s 'de reeaktörlerde gaz geçişleri **83**
Çizelge A. 5: UL =60 mm/s 'de reeaktörlerde gaz geçişleri **84**
Çizelge A. 6: UL =70 mm/s 'de reeaktörlerde gaz geçişleri **85**
Çizelge A. 7: UL =80 mm/s 'de reeaktörlerde gaz geçişleri **86**
Çizelge A. 8: UL =90 mm/s 'de reeaktörlerde gaz geçişleri **87**
Çizelge A. 9: UL =100 mm/s 'de reeaktörlerde gaz geçişleri **88**

Çizelge A. 10: UL =200 mm/s ’de reeaktörlerde gaz geçişler **89**
Çizelge B. 1: Qian & Lawal-Ls……..…..……..**90**
Çizelge B. 2: Qian & Lawal Lb **90**
Çizelge B. 3: Kreutzer 91
Çizelge B. 4: Laborie Ls 91
Çizelge B. 5: Laborie Lb 92
Çizelge B. 6: Liu ve ark., Ls **92**
Çizelge B. 7: Shao Lb 93
Çizelge B. 8: Shao Ls 93
Çizelge F. 1: uL=20 mm/s CO-Benzin. ……**121**
Çizelge F. 2: uL=30 mm/s CO-Benzin. **122**
Çizelge F. 3: uL=40 mm/s CO-Benzin. **123**
Çizelge F. 4: uL=50 mm/s CO-Benzin **124**
Çizelge F. 5: uL=60 mm/s CO-Benzin. **125**
Çizelge F. 6: uL=70 mm/s CO-Benzin. **126**
Çizelge F. 7: uL=80 mm/s CO-Benzin. **127**
Çizelge F. 8: uL=90 mm/s CO-Benzin. **128**
Çizelge F. 9: uL=100 mm/s CO-Benzin. **129**
Çizelge F. 10: uL=20 mm/s H_2-Benzin. **130**
Çizelge F. 11: uL=30 mm/s H_2-Benzin. **131**
Çizelge F. 12: uL=40 mm/s H_2-Benzin. **132**
Çizelge F. 13: uL=50 mm/s H_2-Benzin. **133**
Çizelge F. 14: uL=60 mm/s H_2-Benzin. **134**
Çizelge F. 15: uL=70 mm/s H_2-Benzin. **135**
Çizelge F. 16: uL=80 mm/s H_2-Benzin. **136**
Çizelge F. 17: uL=90 mm/s H_2-Benzin. **137**
Çizelge F. 18: uL=100 mm/s H_2-Benzin. **138**

ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 1.1: Dünya petrol rezervlerinin dağılımı **1**
Şekil 2.1: Çip cihazı üzerinde bir laboratuvar ve bulamaç kabarcık kolonunun şeması. **6**
Şekil 2.2: Yatay borulardaki akış rejimleri **7**
Şekil 2.3:. a)Mini kanalda gaz-sıvı Taylor Akışı b)sıvı slug içindeki akış çizgileri ... **8**
Şekil 2.4: Mikro-PIV ile ölçülen gaz-sıvı Taylor akışının sıvı yığınındaki devridaim akış modelleri **9**
Şekil 2.5: Mikrokanallı bir virajdaki iki Taylor kabarcığı arasındaki devirdaim akış düzenleri (balonun referans çerçevesi). İç içe geçmiş: tek fazlı akışta kanal kıvrımında indüklenen enine akış modelleri **10**
Şekil 2.6: Bir kare kanal içindeki Taylor kabarcık kesiti: (a) eksenel olmayan simetrik kabarcık; (b) eksenel simetrik kabarcık **12**
Şekil 2.7: Kare kapilerlerde Ca'ya karşı boyutsuz film kalınlığı. Üst eksende, su benzeri özellikler $\mu l = 10{-}3$ Pa s ve $\sigma = 0.073N / m$ varsayılarak, kabarcığın hızı çizilir. **13**
Şekil 2.8: Endüstriyel Olarak kullanılan FT reaktörleri[4]..... **21**
Şekil 3.1: Hidrodinamik çalışmalarda kullanılan kanallar (soldan L, Y ve T-tipi) ... **30**
Şekil 3.2: FT çalışmalarında kullanılan Katalizör kaplı kanal **31**
Şekil 3.3: Sırasıyla L,Y,T tipi minikanal reaktörler **32**
Şekil 3.4: Deney düzeneği **32**
Şekil 3.5: Taylor hidrodinamiği deneylerinden bir enstantane..... **33**
Şekil 3.6: Mikro-Parçacık Hız görüntüleme Sistemi..... **34**
Şekil 3.7: uL=90 mm/s, uG=10mm/s için PIV görüntüsü ve işlenmiş hali..... **35**
Şekil 3.8: Post proseslenen görüntülerin TecPlot™ yazılımı ile elde edilen akış alanı **36**
Şekil 3.9: Deneylerde kullanılan Labview yazılımı ile oluşturulmuş program..... **37**
Şekil 3.10: Reaksiyon sistemi..... **38**
Şekil 3.11: Manipülasyonlu reaksiyon deney düzeneği **40**
Şekil 4.1: Deneylerde karşılaşılan akış tipleri **41**
Şekil 4.2: Benzin-H2 sistemi için T- Birleşim kanalında akış rejim haritası **42**
Şekil 4.3: Benzin-H_2 sistemi için L- Birleşim kanalında akış rejim haritası..... **42**
Şekil 4.4: Benzin-H_2 sistemi için Y Birleşim kanalında akış rejim haritası..... **43**
Şekil 4.5: Benzin-CO sistemi için T- Birleşim kanalında akış rejim haritası..... **43**
Şekil 4.6: Benzin-CO sistemi için L- Birleşim kanalında akış rejim haritası..... **44**
Şekil 4.7: Benzin-CO sistemi için Y Birleşim kanalında akış rejim haritası **44**
Şekil 4.8: Reaktör tipine göre LB, LS ve LUC'nin karşılaştırılması..... **54**
Şekil 4.9: a) T-H2 b) T-CO c) L-H2 d) L-CO e) Y-H2 f) Y-CO **59**
Şekil 4.10: Slug uzunlukları için literatürdeki 5 farklı model ile karşılaştırması..... **60**
Şekil 4.11: Tüm modellemeler için karşılaştırma..... **61**
Şekil 4.12: Kabarcık önü sıvı içerisindeki akış alanı..... **62**

Şekil 4.13: 100°C de $C4^-$ (sol taraf) ve $C4^+$ (sağ taraf) 3 farklı strateji ile elde edilen ürünler(a, a-1: 1. deney, b, b-1:2. deney, c, c-1: 3. deney, d, d-1:4. deney) **64**
Şekil 4.14: 150°C de $C4^-$ (sol taraf) ve $C4^+$ (sağ taraf) 3 farklı strateji ile elde edilen ürünler(a, a-1: 5. deney, b, b-1: 6. deney, c, c-1: 7. deney, d, d-1: 8. deney) **65**
Şekil 4.15: 200°C de C4- (sol taraf) ve C4+ (sağ taraf) 3 farklı strateji ile elde edilen ürünler(a, a-1: 9. deney, b, b-1: 10. deney, c, c-1: 11. deney, d, d-1: 12. deney) **66**
Şekil 4.16: 250°C de $C4^-$ (sol taraf) ve $C4^+$ (sağ taraf) 3 farklı strateji ile elde edilen ürünler(a, a-1: 13. deney, b, b-1: 14. deney, c, c-1: 15. deney)..... **66**
Şekil 4.17: CO dönüşüm için alternatif besleme $C4^-$ ürünler karşılaştırma. ..…..…**78**
Şekil 4.18: CO dönüşüm için alternatif besleme $C4^+$ ürünler karşılaştırma……..…**78**
Şekil C. 1: L tipi reaktör H_2 slug uzunlukları..... **94**
Şekil C. 2: L tipi reaktör CO slug uzunlukları..... **95**
Şekil C. 3: L tipi reaktör H_2 kabarcık uzunlukları **96**
Şekil C. 4: L tipi reaktör CO kabarcık uzunlukları..... **97**
Şekil C. 5: T tipi reaktör H_2 slug uzunlukları **98**
Şekil C. 6: T tipi reaktör CO slug uzunlukları..... **99**
Şekil C. 7: T tipi reaktör H_2 kabarcık uzunlukları **100**
Şekil C. 8: T tipi reaktör CO kabarcık uzunlukları..... **101**
Şekil C. 9: Y tipi reaktör H_2 slug uzunlukları..... **102**
Şekil C. 10: Y tipi reaktör CO slug uzunlukları **103**
Şekil C. 11: Y tipi reaktör H_2 kabarcık uzunlukları..... **104**
Şekil C. 12: Y tipi reaktör CO kabarcık uzunlukları **105**
Şekil D. 1: L tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(H_2) akış hızı grafikleri ……**107**
Şekil D. 2: L tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(CO) akış hızı grafikleri..... **108**
Şekil D. 3: T tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(H_2) akış hızı grafikleri..... **110**
Şekil D. 4:T tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(CO) akış hızı grafikleri..... **111**
Şekil D. 5: Y tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(CO) akış hızı grafikleri..... **113**
Şekil D. 6: Y tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(H_2) akış hızı grafikleri..... **114**
Şekil E. 1: L tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(H_2) akış hızı grafikleri ……**115**
Şekil E. 2: L tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(CO) akış hızı grafikleri..... **116**
Şekil E. 3:T tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(H_2) akış hızı grafikleri **117**
Şekil E. 4: T tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(CO) akış hızı grafikleri..... **118**
Şekil E. 5: Y tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(H_2) akış hızı grafikleri..... **119**
Şekil E. 6: Y tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(CO) akış hızı grafikleri..... **120**

Şekil G. 1: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-12-numaralı deney ……..……**139**
Şekil G. 2: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-11-numaralı deney **140**
Şekil G. 3: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-10-numaralı deney **141**
Şekil G. 4: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-9-numaralı deney **142**
Şekil G.5: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-8-numaralı deney **143**
Şekil G. 6: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-7-numaralı deney **144**
Şekil G. 7: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-6-numaralı deney **145**
Şekil G. 8: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-5-numaralı deney **146**
Şekil G. 9: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-4-numaralı deney **147**
Şekil G. 10: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-3-numaralı deney **148**
Şekil G. 11: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-2-numaralı deney **149**
Şekil G. 12: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-1-numaralı deney **150**
Şekil G. 13: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-1-numaralı deney..... **151**
Şekil G. 14: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-2-numaralı deney..... **152**
Şekil G. 15: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-3-numaralı deney..... **153**
Şekil G. 16 Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-4-numaralı deney **154**
Şekil G. 17: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-5-numaralı deney..... **155**
Şekil G. 18: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-6-numaralı deney..... **156**
Şekil G. 19: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-7-numaralı deney..... **157**
Şekil G. 20: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-8-numaralı deney..... **158**
Şekil G. 21: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-9-numaralı deney..... **159**
Şekil G. 22: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-10-numaralı deney..... **160**
Şekil G. 23: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-11-numaralı deney..... **161**
Şekil G. 24: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-12-numaralı deney..... **162**
Şekil G. 25: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-1-numaralı deney **163**

Şekil G. 26: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-2-numaralı deney **164**
Şekil G. 27: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-3-numaralı deney **165**
Şekil G. 28: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-4-numaralı deney **166**
Şekil G. 29: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-5-numaralı deney **167**
Şekil G. 30: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-6-numaralı deney **168**
Şekil G. 31: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-7-numaralı deney **169**
Şekil G. 32: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri- 8-numaralı deney **170**
Şekil G. 33: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-9-numaralı deney **171**
Şekil G. 34: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-10-numaralı deney **172**
Şekil G. 35: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-11-numaralı deney **173**
Şekil G. 36: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-12-numaralı deney **174**
Şekil G. 37: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-13-numaralı deney **175**
Şekil G. 38: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-14-numaralı deney **176**
Şekil G. 39: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-15-numaralı deney **177**
Şekil G. 40: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-1-numaralı deney **178**
Şekil G. 41: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-2-numaralı deney **179**
Şekil G. 42: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-3-numaralı deney **180**
Şekil G. 43: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-4-numaralı deney **181**
Şekil G. 44: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-5-numaralı deney **182**
Şekil G. 45: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-6-numaralı deney **183**
Şekil G. 46: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-7-numaralı deney **184**
Şekil G. 47: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-8-numaralı deney **185**
Şekil G. 48: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-9-numaralı deney **186**
Şekil G. 49: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-10-numaralı deney **187**
Şekil G. 50: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-11-numaralı deney **188**

Şekil G. 51: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-12-numaralı deney..... **189**
Şekil G. 52: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-13-numaralı deney..... **190**
Şekil G. 53: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-14-numaralı deney..... **191**
Şekil G. 54: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^+$ ürünleri-15-numaralı deney..... **192**
Şekil G. 55: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-1-numaralı deney..... **193**
Şekil G. 56: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-2-numaralı deney..... **194**
Şekil G. 57: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-3-numaralı deney..... **195**
Şekil G. 58: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-4-numaralı deney..... **196**
Şekil G. 59: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-5-numaralı deney..... **197**
Şekil G. 60: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-6-numaralı deney..... **198**
Şekil G. 61: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-7-numaralı deney..... **199**
Şekil G. 62: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-8-numaralı deney..... **200**
Şekil G. 63: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-9-numaralı deney..... **201**
Şekil G. 64: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-10-numaralı deney..... **202**
Şekil G. 65: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-11-numaralı deney..... **203**
Şekil G. 66: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-12-numaralı deney..... **204**
Şekil G. 67: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-13-numaralı deney..... **205**
Şekil G. 68: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-14-numaralı deney..... **206**
Şekil G. 69: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-15-numaralı deney..... **207**
Şekil G. 70: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-1-numaralı deney..... **208**
Şekil G. 71: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-2-numaralı deney..... **209**
Şekil G. 72: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-3-numaralı deney..... **210**
Şekil G. 73: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-4-numaralı deney..... **211**
Şekil G. 74: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-5-numaralı deney..... **212**
Şekil G. 75: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-6-numaralı deney..... **213**

Şekil G. 76: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-7-numaralı deney..... **214**
Şekil G. 77: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-8-numaralı deney..... **215**
Şekil G. 78: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-9-numaralı deney..... **216**
Şekil G. 79: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-10-numaralı deney..... **217**
Şekil G. 80: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-11-numaralı deney..... **218**
Şekil G. 81: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-12-numaralı deney..... **219**
Şekil G. 82: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-13-numaralı deney..... **220**
Şekil G. 83: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-14-numaralı deney..... **221**
Şekil G. 84: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-15-numaralı deney..... **222**

FİSCHER-TROPSCH SENTEZİ HİDRODİNAMİK KOŞULLARINDA TAYLOR AKIŞINDA SIVI SLUGDAKİ AKIŞ ALANI: MİCRO PIV VE REAKSİYON ÇALIŞMASI

ÖZET

Ülkemiz petrol kaynaklarının sınırlı olduğu düşünülerek, herhangi bir kaynaktan elde edilen sentez gazını kullanabilecek çok kanallı bir Fischer Tropsch reaktörünün tasarlanması için gerekli bilgi birikimi oluşturmak için tek kanallı hidrodinamik ve reaksiyon çalışmaları yapılmıştır. Taylor akış şartlarını veren parametreler ortaya çıkarılmış, sıvı içerisindeki akış alanı parçacık hız görüntüleme ile incelenmiştir. Hidrodinamik çalışmalar sonucunda, kabarcık ve sıvı slug boy ve hızlarını veren deneysel eşitlikler türetilmiştir. Hidrodinamik çalışmalarda kanal çapı 1 mm iken hiç bir şartta sıvı içerisinde karışmanın olmadığı, besleme şeklinin sıvı karışmasında etkili olmadığı görülmüş, sıvı akış alanının kabarcık, sıvı slugların boy ve hızlarına ve kanal çapı tarafından dikte edildiği görüşüne varılmıştır. Bundan dolayı 1 mm'den daha büyük kanal çapı kullanılması ve beslemenin sıvısız, sadece gaz olarak gerçekleştirilmesi önerilerek, 3mm çaplı kanalda (2,43 ml hacim) FT reaksiyon çalışmaları 3 alternatif besleme stratejisiyle çalışılmıştır. Bu 3 farklı strateji: Kararlı akış(sürekli akış), akışın manipüle edilmediği alternatif akış(akış manipüle edilmeyen zaman kesitli akış) ve akışın manipüle edildiği alternatif akış(akışın manipüle edildiği zaman kesitli akış). Elde edilen bulgular, reaktör hidrodinamiğini manipüle etmeyen alternatif beslemenin, kararlı besleme durumu ile aynı ürünleri çıkardığını fakat verimin değiştiğini, akışın manipüle edilerek alternatifli beslendiğinde ise daha verimli prosesle daha çeşitli hidrokarbonların üretildiğini göstermiştir.

Anahtar kelimeler: Mini-kanal reaktör, Fischer-Tropsch sentezi, Taylor akışı, Çok fazlı akış, Hidrodinamik, Mikro-PIV

FLOW FIELD OF LIQUID SLUG IN TAYLOR FLOW FOR FISCHER-TROPSCH SYNTHESIS HYDRODYNAMIC CONDITIONS: MICRO PIV AND REACTION STUDY

SUMMARY

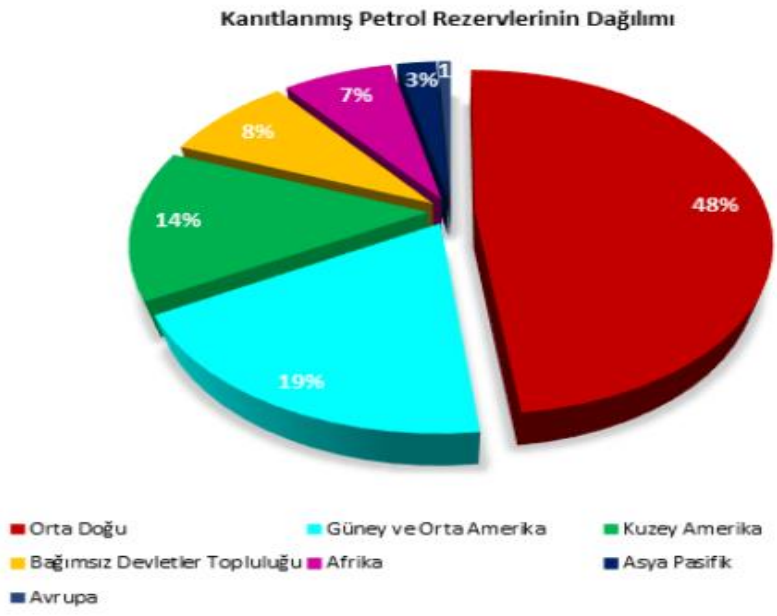
Considering the limited oil sources of our country, to establish necassary knowledge to desing a Fischer Tropsch reactor of multi-channels that can utilize synthesis gas obtained from any source, single channel hydrodynamics and reaction studies were performed. The hydrodynamic studies were conducted in 3 channels having different feed designs(L,Y,T) with fluids of Hydrogen,Carbon Monoxide and n-Olefin. For all of the channels, the conditions forming Taylor Flow regime was depicted, empirical equations related to bubble and slug lenght and velocities were established. The mixing in liquid slugs were analyzed by Particle Image Velocimetry system, and it was found out that, for the given conditions the slug has laminar flow having no eddies. It was concluded that the vertex formation in the the slug was dictated by the bubble and slug length and velocities, and channel diameter, but feeding strategy had no effect. Since there was no observed vortex formation for the given conditions, the FT reaction studies were carried out in a 3mm channel (2,43 ml volume). The reactions were conducted by 3 different strategies: Steady flow, time interrupted flow where the flow is not manipulated, and time interrupted flow where the flow is manipulated. The results showed that the steady flow and time interrupted flow where the flow is not manipulated produced same products but with different yields, whereas the time interrupted flow where the flow is manipulated, produced more variety of hydrocarbons and with higher yield.

Keywords: Mini-channel reactor, Fischer-Tropsch synthesis, Taylor flow, Multiphase flow, Hydrodynamic, Micro-PIV

1. GİRİŞ

Günümüzde siyaset, teknoloji ve ekonomide oldukça önemli olan petrol, insanlar tarafından antik çağlardan beri kullanılmaktadır. Petrolün öneminin artışı ise, içten yanmalı motorların keşfi, sivil havacılığın artması ve petrolün Organik Kimya'da ve özellikle plastik, yapay gübre, çözücü, yapıştırıcı ve böcek zehri üretimindeki öneminden ileri gelmiştir [1].

Petrol, karbon ve hidrojenden oluşan ve içerisinde az miktarda oksijen, azot ve kükürt bulunan çok karmaşık bir bileşimdir. Normal şartlarda gaz, sıvı ve katı halde bulunabilir. Gaz halindeki petrol, imal edilmiş gazdan ayırt etmek için genelde doğal gaz olarak adlandırılır. Ham petrol ve doğal gazın ana bileşenleri hidrojen ve karbon olduğu için bunlar "Hidrokarbon" olarak da isimlendirilirler [2].



Şekil 1.1: Dünya petrol rezervlerinin dağılımı [2]

2019 yılı dünya ispatlanmış petrol rezervi 1.733,9 milyar varil olarak tespit edilmiştir. Petrol rezervinin 833,8 milyar varili (%48,3) Orta Doğu ülkelerinde, 324,1 milyar varili (%18,8) Güney ve Orta Amerika ülkelerinde, 244,4 milyar varili (%13,7) Kuzey Amerika ülkelerinde bulunmaktadır. 2018 yılında dünya petrol üretimi 95,2 milyon

varil/gün'e ulaşmıştır. Birincil enerji kaynakları arasında stratejik konuma sahip olan ham petrol 2019 yılı itibarıyla dünya birincil enerji talebinin %31,4'ünü karşılamıştır [2].

Dünya üretilebilir petrol ve doğal gaz rezervlerinin yaklaşık %70'lik bölümü, ülkemizin yakın coğrafyasında yer almasına karşın ülkemiz petrol açısından zengin değildir. Ülkemiz 2017 yılı itibarı ile ihtiyacı olan petrolün %6 sını ve ihtiyacı olan doğalgazın ise sadece %1 ini kendi kaynaklarından karşılayabilmektedir. Buna karşın toplam dünya linyit/alt bitümlü kömür rezervinin yaklaşık %3,2'si ülkemizde bulunmaktadır[2].

Son zamanlarda gündemimizde olan Karadeniz ve Doğu Akdeniz Bölgesi doğalgaz rezervlerinin oluşu bu kaynaklardan petrol ürünlerine geçiş için önem teşkil etmektedir. Petrole göre daha ucuz olan doğalgazdan petrol türevi katma değeri yüksek ürünlere geçmek literatürde var olan belli proseslerle mümkündür. Bu proseslerin en başında 20. Yüzyılın başlarında ortaya çıkan ve Almanya'nın 2. Dünya savaşında sıvı yakıt üretmek için kullandığı Fischer-Tropsch Sentezi (FTS) gelmektedir. Sentez gazları olarak bilinen karbon monoksit (CO) ve hidrojenin (H2) üretiminde kullanılan hammaddeye göre kömürden sıvı yakıt üretme prosesi (coal to liquids, CTL), yüksek H2/CO oranına sahip olan ve yüksek molekül ağırlıklı hidrokarbon üretimi sağlayan doğalgazdan sıvı yakıt üretme prosesi (gas to liquids, GTL) ve biyokütleden sıvı yakıt üretme prosesi (biomass to liquids, BTL) olarak adlandırılır [3].

Enerji kaynaklarının sıvı yakıtlara doğrudan dönüşümü pahalıdır ve pratik değildir. Bu sebeple FTS'ye olan ilgi son yıllarda artmıştır. Örneğin doğal gaz kaynağının bulunduğu noktadan dünya üzerindeki farklı pazarlara ulaştırılabilmesi için kullanılan yöntem doğal gazın sıvılaştırılarak (LNG) taşınmasıdır. Fakat LNG'nin nakliyesi ve depolanması zordur. Bu sebeple gazdan sıvı yakıt eldesi prosesi (GTL) üzerine son yıllarda çalışmalar artırılmıştır ve hatta gelecekte LNG endüstrisini bile geçebileceği tahmin edilmektedir.

İki prosesinde kullandığı hammaddeler aynı olmasına rağmen GTL prosesi geniş ürün yelpazesi ve katma değeri yüksek kimyasallar ile çok farklı pazarlara hitap etmektedir [1]. Ayrıca ham petrolden üretilen ürünler ile FT sentezi sonucunda üretilen ürünler karşılaştırıldığında; FT sentezi sonucu üretilen ürünlerin azot, kükürt, ağır metal kirleticiler içermemesi, yüksek setan sayısına sahip olması ve düşük aromatik içeriğe

sahip olması ham petrolden üretilen ürünlere karşı bu sentezin üstünlüğünü ortaya koymaktadır [4].

FT sentezinde kullanılan katalizörler genellikle Kobalt (Co), Demir (Fe), Rutenyum (Ru) ve Nikel (Ni) olarak karşımıza çıkmaktadır. Ru yüksek maliyeti ve doğada az bulunduğu için kullanımı sınırlıdır. Co ve Fe ise endüstriyel uygulamalarda çokca kullanılmaktadır, bunun sebebi ise bu metallerin ucuz olması ve yaygın olarak piyasada kolayca elde edilebilir olmasıdır. FT sentezi oldukça ekzotermiktir ve yan ürün olarak çıkan metan için seçicilik ve katalizörün deaktivasyon hızı sıcaklığa bağlıdır. Bu nedenle katalizör yatağındaki gelişmiş ısı transferi, verimi artırmak için çok önemlidir. Bu ekzotermik karakteri göz önünde bulundurularak gelişmiş bir seçicilik ve yüksek dönüşüm elde etmek için reaktör tasarımı sıcaklık kontrolü tarafından yönlendirilmektedir.

FTS için endüstri boyutunda dolgulu yatak reaktörler ve bulamaç tipi reaktörler kullanılmaktadır. Dolgulu yatak reaktörlerinin ısı uzaklaştırılmasındaki yetersizlik ve yüksek basınç düşüşü bu reaktör tipinin dezavantajlarıdır [5]. Bulamaç tipi reaktörlerde ise ısı transferinin iyi olması ve reaktör etkinliğinin yüksek olması avantaj olarak gösterilirken bu reaktör tipinin dezavantajı ise oluşan üründen katalizörleri ayırmak büyük bir problemdir [6, 7]. Bu reaktör tiplerine alternatif olarak mikro-mini kanal reaktörler son zamanlarda oldukça dikkat çekmektedir. Bu tip reaktörler sağladıkları yüksek yüzey alanı / hacim oranı, kütle ve ısı transfer etkinliklerini geleneksel reaktörlere göre daha iyi hale getirmektedir. Çok fazlı uygulamalarda, fazların kanaldaki dağılımı yani oluşan akış modelleri ısı ve kütle transferi özelliklerini etkilemektedir.

Bu tez kapsamında Fischer Tropsch sentezi hidrodinamik koşullarında taylor akışında sıvı slugdaki akış alanı, L,Y ve T tipi mini kanallarda mikroskop, hızlı kamera ve Parçacık hız Görüntüleme sistemi (particle image velocimetry, PIV) kullanılarak incelenmiştir. Bu sonuçlar kullanılarak Fischer Tropsch sentezi ile sıvı yakıta endüstriyel miktarlarda lokal olarak üretim yapabilecek çok mini kanallı reaktör tasarımı için bilgi birikimi sağlanmaktadır. Ek olarak tasarlanacak çok kanallı prototip reaktörün besleme tasarımı ve stratejisi belirlenmiştir. Elde edilen sonuçlar Fischer-Tropsch reaksiyonu yapılarak tartışılmıştır. Reaktör tasarımı geliştirilerek, ürün seçiciliği ve CO dönüşümü üzerinde incelenmiştir.

2. LİTERATÜR TARAMASI

2.1 Yaygın Sektör Uygulamaları

Reaktörler genel olarak dağınık reaktanlar içeren hidrodinamik sistemler olarak tanımlanabilir. Bir kimyasal reaktör; gaz, sıvı, gaz-sıvı, sıvı-sıvı, gaz-katı, sıvı-katı veya gaz-sıvı-katı sistemi içerebilir. Bu sistemlere ek olarak, son zamanlarda yardımcı plazma fazı içeren yeni reaktörler bile düşünülmektedir [8].

Gaz-katı ve gaz-sıvı-katı işlemleri, Fischer-Tropsch sentezi (FTS), dimetil eter sentezi (DME) ve amonyak üretimi gibi çok önemli süreçleri kapsamaktadır. Bu gerçek aslında, genellikle kataliz bilimi anlamına gelen ortak katı fazın önemini gösterir. Diğer taraftan gaz-sıvı reaksiyonları da büyük önem taşımaktadır. Sentezin yanı sıra, nitrik asit elde etmek için sıvı suyun nitrojen tetroksit ile reaksiyonu, amin çözeltilerinde karbondioksit yakalama veya asidik likörlerde NOx emilimi gibi reaktif ayırmaya odaklanan çok sayıda işlem vardır [9]. Bu tür işlemlerde, gaz ve sıvı fazlar bazı seyreltilmiş reaktifler ve bir çözücü (veya bir reaktantın belirli bir fazla beslemesi) içerebilir veya konsantre karışımlar olabilir. Bu tür işlemlerin analizi ve gerçekleştirilmesi, kimyasal işlem endüstrilerinin (KİE) kalbini oluşturmaktadır.

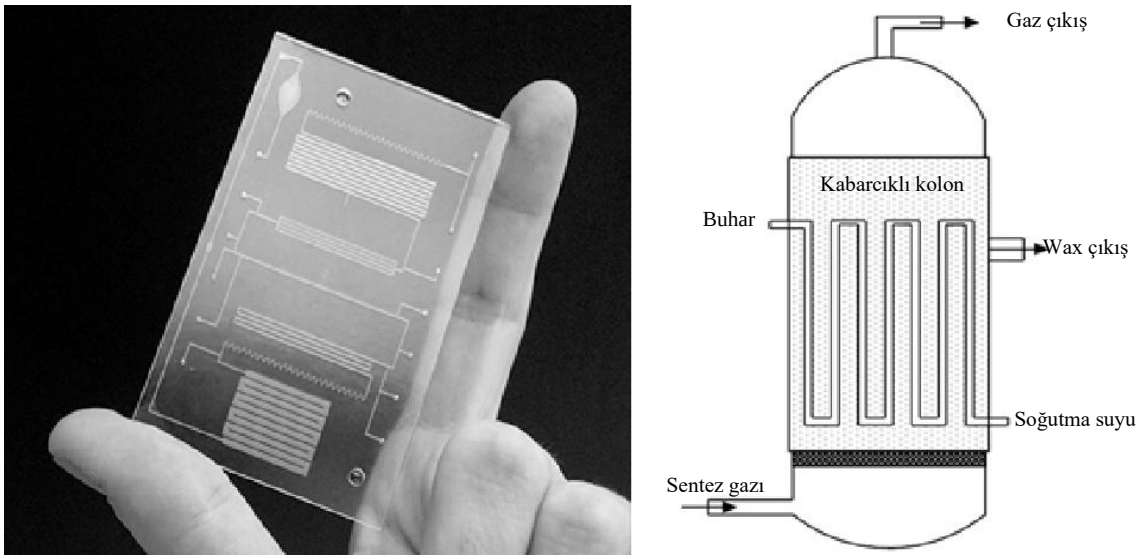
Genel olarak KİE çok büyük reaktörlerle çalışır. Büyük reaktörlerde sıcaklık seviyeleri açısından (bazı durumlarda konsantrasyon açısından da) gerekli karışımın elde edilmesi zorlaşır. Sıcaklık düzensizlikleri, genellikle seçiciliği ve/veya dönüşümü azaltan sıcak noktalara neden olur. Diğer bir karmaşıklık, dağılımın miktarı ve yapısıdır. Gaz-sıvı veya gaz-sıvı-katı sistemler gibi çok fazlı sistemlerde, reaktör geometrisindeki küçük değişikliklere bile duyarlı olan kaotik çok fazlı akış modelleri içerir [9]. Buna, arayüzey kütle transferi, türbülans, yüksek sıcaklık sentezi için ışınımsal ısı transferi ve karmaşık yüzey reaksiyonları gibi başka komplikasyonlar da eklenebilir. Bu tür karmaşık fenomenlerin(proseslerin) tasarlanmasındaki yaygın uygulama, moleküler ölçekli keşiflerin yapıldığı laboratuvar ölçekli deneylerden pilot ölçek aracılığıyla; güvenli, ekonomik ve çevreye zarar vermeyecek bir şekilde endüstriyel ölçeğe ölçeklendirmektir [10]. Mantıklı ve sistematik olmasına rağmen, bu

pahalı bir metodolojidir. Önceki tasarım deneyimleri yardımıyla geliştirilen buluşsal yöntemler, KİE'de reaktör tasarımı için yaygın olarak kullanılmaktadır.

2.2 Kimyasal Reaksiyon Mühendisliğinde Minyatürliştirme Kavramı

Minyatürleştirme konseptinin kimyasal reaksiyon mühendisliği (KRM) dünyasına girmesi 90'ların sonundaydı. Fikir Feynman'a aitti ve geçmişi 1960'a kadar dayanmaktaydı. Feynman'ın makalesinde, çok küçük bir yağlama cihazında üretilen ısıyı hızla dağıtma fikirleri vardı. Sürtünme ve viskoz yayılım tarafından üretilen ısının, cihazın küçük boyutu nedeniyle çok hızlı bir şekilde kaçacağını iddia etti. Aslında minyatürleştirme ile KRM arasındaki köprüyü kuran bu mantıktır. Reaktör hem çap hem de uzunluk olarak çok küçükse, reaksiyonlarla üretilen ısı çok hızlı iletilecek ve kütle difüzyonu reaktör boyutlarına kıyasla çok hızlı gerçekleşecektir. Bu, iyi uygulanmış difüzyonel taşıma teorisinin kullanılmasını ve sıcak noktaların ortadan kaldırılmasını sağlar [9].

Silikon mikro işleme gibi mikro üretimin halihazırda geliştirilmiş araçlarıyla, akış kanalları, 90'ların sonlarında polimer, silika veya elastomerik plakalar üzerine kazınmıştır ve polidimetilsiloksan (PDMS) en popüler substratlardan biri haline gelmiştir. Sonuç olarak, milimetrik ölçekte işlem birimlerinin bir kombinasyonu olan çip üzerinde laboratuvar (LOC) cihazları üretildi [11]. Bu şekil 2.1'de göüldüğü gibi, reaktör boyutunda yaklaşık olarak 1000 katlık bir azalma anlamına gelmektedir. LOC cihazlarının yanı sıra, monolitler de bulunmaktadır. Katalitik konvertörlerin mevcut monolitik reaktör teknolojisi, ticari katalitik gaz-katı reaksiyonlarına otomobil endüstrisinde zaten uygulanmaktadır [12, 13]. Mm boyutundaki kanallar, μm ölçeğinde varyasyonlara yol açmıştır. Bu tür kanallardaki akışkan olayları mikroakışkanlar, mikroakışkan alanlardaki reaktörler ise mikroreaktör olarak adlandırılmaktadır.



Şekil 2.1: Çip cihazı [7] üzerinde bir laboratuvar ve bulamaç kabarcık kolonunun şeması.

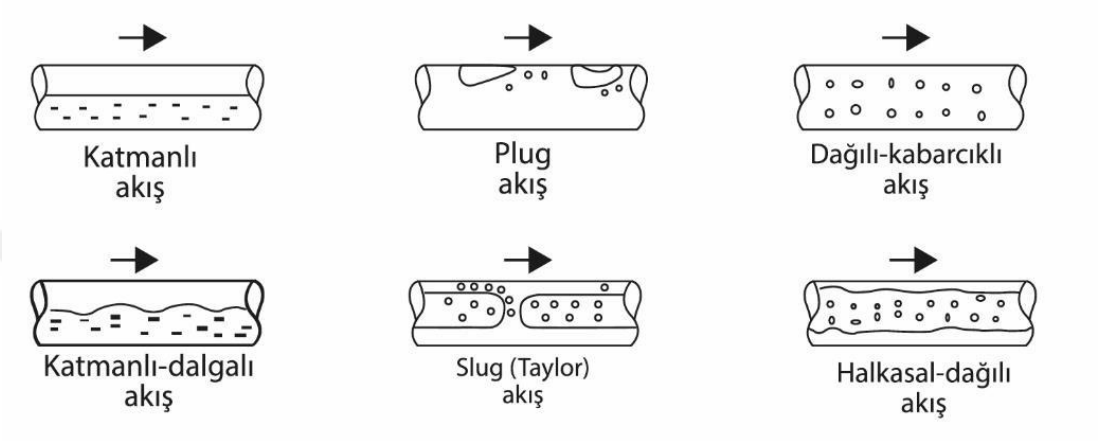
2.3 Mikroreaktörlerin Sentez ve Cihazlarda Kullanımı

Mikrokanallar ve mikroakışkanlar, sentez, analiz, sensörler ve enerji üretimi açısından birçok araştırma alanında kullanılmaktadır. Son ikisinin gelişimi büyük ölçüde MEMS(microelectromechanical system) araştırmalarının geniş literatürüne girmesine rağmen, sensörlerin etkili kontrol için mikrokimyasal süreçlere kolayca uygulanabileceği gösterilmiştir [8]. Sentez ve analize odaklanan sürekli mikroakışkan mikroreaktör, birçok kimyager tarafından, mikroreaktörlerin güvenli ve verimli sentez sağlayabildiği hızlı, tehlikeli ve yüksek ekzotermik reaksiyonlar [9, 10] için kesikli reaktörlerin yerini alması olarak kabul edilmektedir. Bir mikro analiz sistemi için gerekli olan küçük hacimler, kimyasallar ve numunelerdeki büyük tasarruflarından dolayı biyo-tıp bilimcisi tarafından da çok değerli bulunmuştur [14].

Örnek olarak, mikroreaktörler, tehlikeli asitlerin ve izosiyanatların meydana geldiği yerlerde sıvı-sıvı çok fazlı sentez ve karbamatların ayrılmasına uygulanır [15]. Sıvı-sıvı sentez senaryoları, Aldol reaksiyonu ve alkilasyonların [16]. gerçekleştirilmesiyle geliştirilmiştir. Gaz-sıvı-katı reaksiyonları olarak, gaz-sıvı çok fazlı akışta çalışan ıslak duvar kaplamalı mikrokanallar kullanılarak, kapsamlı hidrojenasyon reaksiyon formları Kobayashi ve ark. tarafından çalışılmıştır [17].

2.4 Akış Rejimleri ve Slug(Taylor) Akışı

Kimya mühendisinin bakış açısına göre, sentez şemaları, gerekirse seri üretime uygun bir şekilde dönüştürülmelidir. Bu, gaz-sıvı çok fazlı akış modellerini anlama ihtiyacını ortaya çıkarmıştır. Kapalı kanallar için, birçok türden akış konfigürasyonu için bulunabilen akış rejimi haritaları kullanılabilir. Kapalı kanallardaki mikroakışkan akış modellerinin örnekleri aşağıdaki Şekil 2.2'de verilmiştir.



Şekil 2.2: Yatay borulardaki akış rejimleri [18]

Mikro reaktörlerdeki arayüzey alanları, ortalama bir makro ölçekli reaktörden yaklaşık olarak 10 ila 100 kat daha büyüktür denilebilir. Bu tür yüksek arayüz alanları, çok ince akışkan filmlerin oluşmasına yol açmaktadır. Bu tür filmlerin ayırt edici özelliği kılcal etkidir; bu nedenle yüzey geriliminin yol açtığı komplikasyonlar ihmal edilemez. Yatay akışlarda kaldırma kuvveti etkileri azalır ve yerçekimi etkileri neredeyse kaybolur. Atalet kuvvetlerinin viskoz kuvvetlere oranını veren Reynolds sayısına (Re) ek olarak, Bond sayısı (Bo), Weber sayısı (We) ve kılcallık sayısı (Ca) gibi yeni boyutsuz sayılar da akış karakterizasyonunda rol oynar. Bond sayısı bir diğer isim olarak Eötvös (Eö) sayısı olarak da bilinmektedir. Yüzey gerilimi etkileri ile ilgili olmamakla birlikte, serbest yüzey akışları için önemli olduğu için Froude sayısı (Fr) tanımı yukarıda belirtilen rakamlarla birlikte aşağıda verilmiştir. Froude sayısı sığ açık kanal akışlarında yerçekimi dalgalarını karakterize eder.

$$\boldsymbol{Re} = \frac{\boldsymbol{dV\rho}}{\boldsymbol{\mu}} = \frac{\boldsymbol{atalet\ kuvvetleri}}{\boldsymbol{viskoz\ kuvvetleri}} \tag{2.1}$$

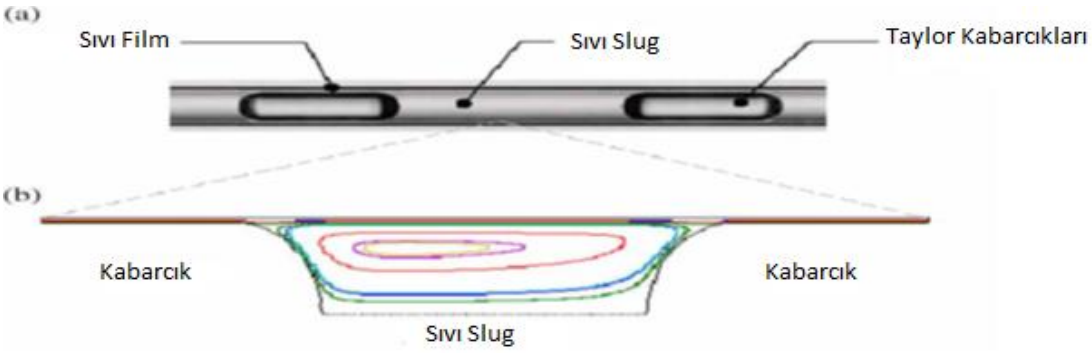
$$\boldsymbol{Bo} = \boldsymbol{E}\ddot{\boldsymbol{o}} = \frac{\boldsymbol{\Delta\rho g L_c^2}}{\boldsymbol{\sigma}} = \frac{\boldsymbol{yerçekimi\ kuvvetleri}}{\boldsymbol{y}\ddot{\boldsymbol{u}}\boldsymbol{zey\ kuvvetleri}} \tag{2.2}$$

$$\boldsymbol{We} = \frac{\boldsymbol{\rho\tilde{v}^2 L_c}}{\boldsymbol{\sigma}} = \frac{\boldsymbol{atalet\ kuvvetleri}}{\boldsymbol{y}\ddot{\boldsymbol{u}}\boldsymbol{zey\ kuvvetleri}} \tag{2.3}$$

$$\boldsymbol{Ca} = \frac{\boldsymbol{\mu\tilde{v}}}{\boldsymbol{\sigma}} = \frac{\boldsymbol{viskoz\ kuvvetler}}{\boldsymbol{y}\ddot{\boldsymbol{u}}\boldsymbol{zey\ kuvvetleri}} \tag{2.4}$$

$$\boldsymbol{Fr} = \frac{\boldsymbol{v}}{\sqrt{\boldsymbol{g}\frac{\boldsymbol{A_s}}{\boldsymbol{W_s}}}} = \frac{\boldsymbol{atalet\ kuvvetleri}}{\boldsymbol{yerçekimi\ kuvvetleri}} \tag{2.5}$$

Daha önce belirtilen altı sıralı akış türünün hepsinin birçok avantajı vardır, ancak Slug (taylor) akışı en iyi olanıdır. Mikro kanallardaki slug akışı için, hem kabarcıkta hem de sıvı slugta sirkülasyonlar meydana gelebilir. Bu tür akışlar, kabarcığın yan yüzeyi ile duvar arasındaki film kalınlığını belirlemeye yönelik deneylerinden dolayı G.I. Taylor'un adını taşıyan Taylor akışı olarak adlandırılır [19]. Taylor, kabarcıkların içinde beklenen sirkülasyonların yanı sıra, sıvı slug içindeki dolaşımların olası varlığını ve şeklini de tahmin etmiştir. Bu tür sirkülasyonlar, karıştırma anlamına gelir ve ince sıvı tabakanın varlığı, ıslak duvar kaplama metodu ile kaplanmış bir kanal için gaz-sıvı-katı reaksiyonlarının etkili uygulamalarına işaret eder, çünkü film boyunca difüzyon çok hızlı olmaktadır. Taylor akışının bir fotoğrafı, ve sıvı slug içerisinde oluşan akış çizgileri Şekil 2.3'te verilmiştir.

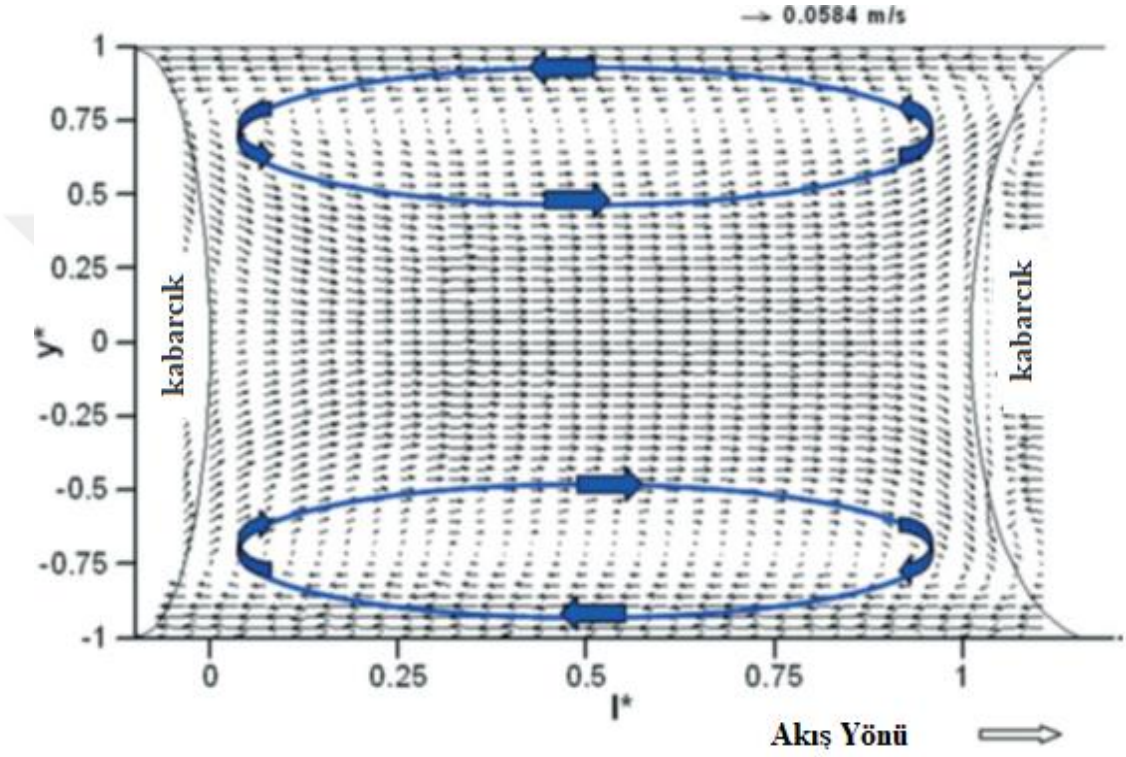


Şekil 2.3: a)Mini kanalda gaz-sıvı Taylor Akışı b)sıvı slug içindeki akış çizgileri

2.5 Sıvı Slug İçerisindeki Hidrodinamik

Gaz-sıvı Taylor akışının karakteristik bir özelliği, kabarcık ve sıvı hızlarındaki farklılık nedeniyle sıvı slug içinde oluşturulan yeniden sirkülasyon hareketidir. Kabarcığın referans çerçevesinde bu, kabarcık burnundaki ve kuyruğundaki durgunluk

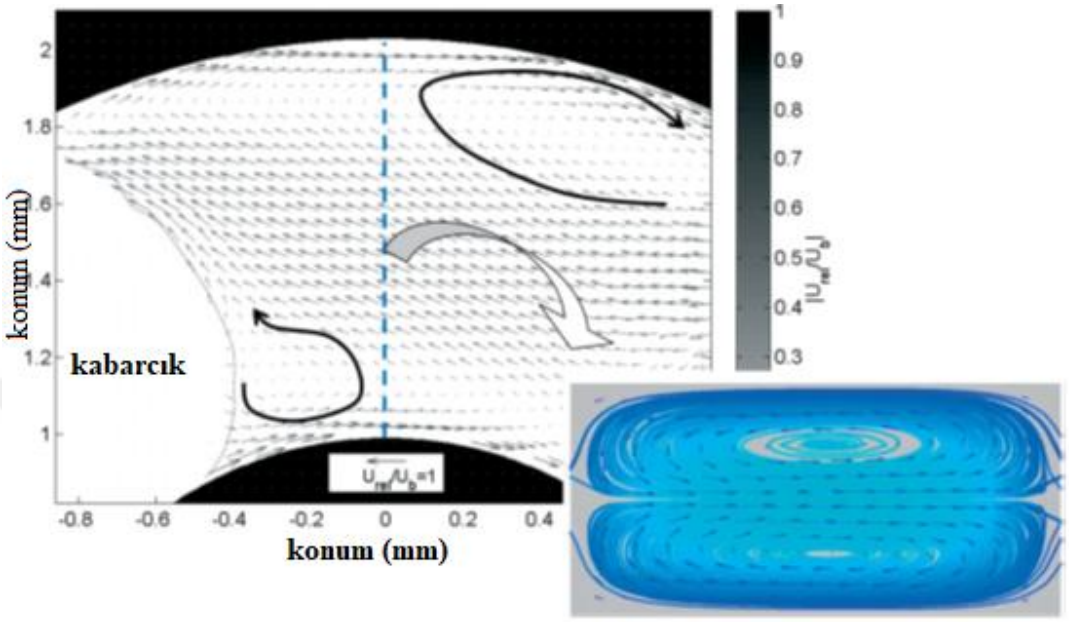
noktalarıyla açıklanır, bu da akışın tersine çevrilmesine ve Şekil 2.4'te gösterildiği gibi sıvı slug uzunluğu boyunca bir devirdaim hareketinin yaratılmasına neden olur. Bu davranış – Taylor [19] tarafından ilk kez 1961'de öne sürülen ve o zamandan beri partikül görüntü velosimetrisi (PIV) [20-24] ve hesaplamalı akışkanlar mekaniği simülasyon teknikleri [25-28] kullanan bir dizi deneysel çalışma ile doğrulanmıştır. Bunun yanında bu tür sistemlerde yoğun karıştırma [22], mükemmel ısı [29, 30] ve kütle transferi [31-33] özellikleri de gözlenmiştir.



Şekil 2.4: Mikro-PIV ile ölçülen gaz-sıvı Taylor akışının sıvı yığınındaki devridaim akış modelleri

Düz bir kanalda, toroidal resirkülasyon döngüsü kanal merkez hattı etrafında simetriktir ve döngü merkezinin radyal konumu kılcal sayının bir fonksiyonu olarak değişmektedir. Ca arttıkça, devirdaim döngüsünün merkezi kanal merkez hattına doğru hareket eder, böylece devirdaim hareketi ortadan kalkana ve toplam baypas akışı oluşana kadar devirdaim sıvısının etkin hacmini azaltır [21, 25, 34]. Sıvı slug içindeki resirkülasyon oranının, sıvı slug uzunluğuna ve iki fazlı yüzeysel hıza oldukça bağlı olduğu da gösterilmiştir [21, 24]. Bu araştırmalar, slug uzunluğunun azalması ve iki fazlı yüzeysel hızın artmasıyla devirdaim hızının arttığını göstermiştir. Sonuçlar, kısa, hızlı hareket eden sıvı slugların, taşıma süreçlerini yoğunlaştırmak için tercih edildiğini göstermektedir. Ancak, bu iddianın sınırlarının yine de belirlenmesi

gerekmektedir. İki fazlı hızdaki bir artış, parça kalış süresini, dolayısıyla transfer süresini azaltır ve ayrıca sıvı film kalınlığı ve etkili yeniden dolaşım hacmi üzerinde bir miktar etkiye sahip olabilir. Isı transferi uygulamalarında, sıvı slug çok kısa ise, baskın gaz tutması nedeniyle ısı transferi engellenebilir [29].



Şekil 2:5: Mikrokanallı bir virajdaki iki Taylor kabarcığı arasındaki devirdaim akış düzenleri (kabarcık referans çerçevesi). İç içe geçmiş: tek fazlı akışta kanal kıvrımında indüklenen enine akış modelleri

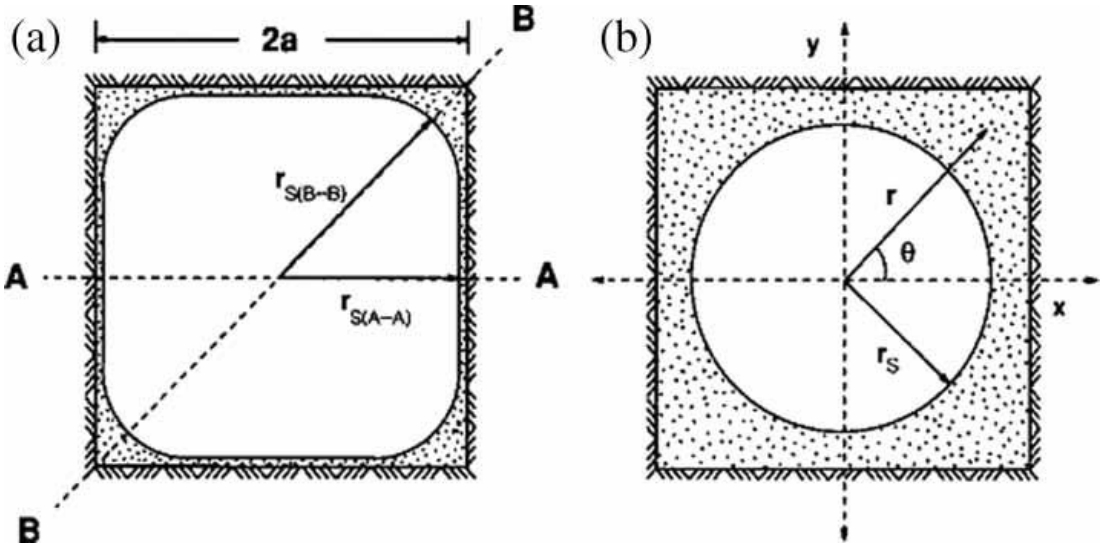
Gaz-sıvı Taylor akışı kanal kıvrımlarından geçtiğinde, sıvı parçacığındaki hidrodinamik, düz bir kanaldaki akışa kıyasla önemli ölçüde değişir [22-24, 28]. Şekil 2.5, devirdaim akışının artık kanal ekseni etrafında simetrik olmadığını ve döngülerin boyut olarak değiştiğini göstermektedir. Merkezkaç kuvvetleri nedeniyle virajda enine akış (akış yönünde normal) oluşur. [35] Bu enine akışın resirkülasyon döngüleri ile kombinasyonu, slug içindeki karışımı önemli ölçüde yoğunlaştırdığı [22] ve dar kalma süresi dağılımları [36] sağlayan oldukça karmaşık bir akış yaratır. Fries vd. [23] ve Fries ve von Rohr [28] ayrıca, resirkülasyon döngülerinin asimetrisinin ve resirkülasyon kuvvetinin mikrokanal geometrisine (boyutlar, eğrilik yarıçapı) ve ayrıca gaz ve sıvı fazların yüzeysel hızlarına bağlı olduğunu bildirmişlerdir. Bu çalışmalar, mikrokanalların bükülmelerinde karmaşık akış davranışının gelişimini göstermiş olsa da, akışın üç boyutta tam bir açıklaması ve analizi hala gereklidir. Yapılan bu tez kapsamında ise Fischer Tropsch sentezi hidrodinamik koşullarında taylor akışında sıvı slugdaki akış alanı, farklı geometriler olan L,Y ve T tipi mini kanallarda ve farklı besleme hızlarında, mikroskop, hızlı kamera ve Parçacık hız

Görüntüleme sistemi (particle image velocimetry, PIV) kullanılarak sıvı slug içerisindeki akış alanı incelenecektir. Bu çalışmanın bir diğer amacı ise Fischer Tropsch sentezinin mini kanallar kullanılarak, sadece deniz limanlarında değil, sentez gazının üretilebileceği küçük lokasyonlarda da sürekli ve endüstriyel miktarlarda üretimi için gerekli bilgi birikiminin üretilmesidir. Bu amaçla kütle/ısı transferinin daha verimli olduğu Taylor akışı hidrodinamiği hızlı kamera ve Mikro-Parçacık Hız Görüntüleme Sistemi (μ-PIV) ile incelenmiştir. Deneyler ışığında kabarcık boyu ve sıvı boyunu veren empirik modellemeler sunulmuştur.

2.6 Kanal İçerisindeki Gaz Kabarcığın Şekli

Dairesel olmayan kanallarda Taylor akışı üzerine araştırmalar, örneğin gelişmiş petrol geri kazanımında bulunan gözenekli malzemelerdeki akışlardan kaynaklanmıştır. Bu akışlar, aynı zamanda, makro-fabrikasyon tekniklerinin çoğunun dairesel olmayan enine kesitlere sahip kanallarla sonuçlandığı mikrokanal uygulamaları ile oldukça ilgilidir. Bununla birlikte, dairesel olmayan kanallardaki Taylor akışı, dairesel kanallarda olduğundan çok daha az çalışılırken, mevcut araştırmalar neredeyse tamamen kare kanalları kapsamaktadır [37].

Kare kanallardaki Taylor akışı deneysel ve teorik olarak Kolb ve Cerro [34, 38, 39] tarafından incelenmiştir. İki kabarcık yapısı tanımlanmıştır. Ca <0.1'de, kabarcık eksenel simetrik değildir ve kanal kenarlarında ince yassı filmlerle ayrılmış köşelerde sıvı bölgeler bırakarak kanal duvarlarına doğru düzleşir (Şekil 2.6 (a)). Daha yüksek Ca'da bir eksenel simetrik kabarcık gözlenir (Şekil 2.7 (b)). Büyük Ca'da kabarcık yarıçapı, kanal genişliğinin yaklaşık olarak 0.68 katına eşit bir asimptotik minimum değere ulaşır. Filmdeki hız profili hesaplandı [38] ve daha sonra Bretherton [40] yaklaşımıyla birlikte arayüz profilleri, durgunluk noktasının konumu ve basınç gradyanı [39] gibi eksenel simetrik kabarcıklardaki akış parametrelerini hesaplamak için kullanıldı. Hesaplamalar, viskoz, kapiler ve yerçekimi kuvvetlerinin önemli olduğu orta ila yüksek Ca ve Eö için yapılmıştır. Deneysel verilerle karşılaştırıldığında, kabarcık yarıçapının model tahminleri, Ca <0.54 için hafif bir aşırı tahmin ve Ca> 0.54 için düşük bir tahmin ile özellikle Ca <1.74 için iyidir. Thulasidas ve ark. [41], yüzeysel gaz ve sıvı hızları temelinde kare kanallarda akış parametreleri elde etmek için dairesel kapilerlerle aynı teorik yaklaşımını kullanmışlardır.



Şekil 2.6: Bir kare kanal içindeki Taylor kabarcık kesiti: (a) eksenel olmayan simetrik kabarcık; (b) eksenel simetrik kabarcık ([38] referansından)

Model tahminleri, yukarı ve aşağı akışlardaki deneysel verilerle oldukça iyi karşılaştırıldı. Şekil 6'da gösterilen iki kabarcık şekli arasındaki geçişin Ca = 0.04 olduğu belirlendi (daha kesin olarak Kolb ve Cerro [34]'dan daha doğrusu). CFD simülasyonlarından Taha ve Cui [42], kabarcıkların küresel uçlar edindiğini ve düşük Ca'da kanal duvarlarına karşı düz olduklarını, yüksek Ca'da ise kabarcıkların arkasındaki şeklin dışbükeyden içbükeye değiştiğini buldu.

2.7 Film Kalınlığı

Hem diyagonal hem de eksenel yönlerde kare kapilerlerde film kalınlığı deneysel olarak ölçülmüş [34, 41] ve ayrıca simüle edilmiştir [43]. Veriler, Kreutzer ve diğerleri tarafından bir grafikte özetlenmiştir [26]. (Şekil 2.7), d_b'nin çapraz yöndeki kabarcık çapı ve d_{kanal}'ın kare kanal kenar uzunluğu olduğu çapraz yönde kabarcık boyutu için aşağıdaki korelasyonu da oluşturmuştur.

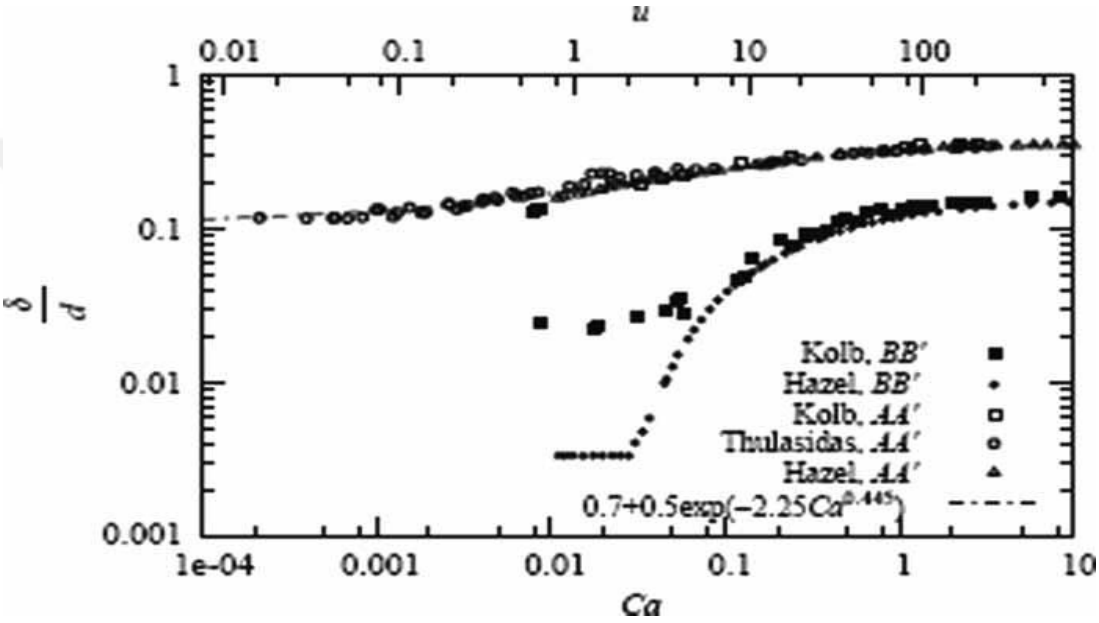
$$\frac{d_b}{d_{kanal}} = 0,7 + 0,5\exp\left(-2,25Ca^{0,445}\right) \qquad (2.6)$$

Düşük Ca'da, eksenel ve diyagonal düzlemlerdeki deneysel film kalınlığının yukarı doğru akışta aşağı akışa göre daha yüksek olduğu bulunmuştur [41]. Fries ve ark. [44], konfokal lazer tarama mikroskobu kullanarak, Ca için yaklaşık 0.002 diyagonal film kalınlığının yukarıdaki denklemin tahminlerine yakın olduğunu, eksenel olanın ise

dairesel kanallar için verilen aşağıdaki denklemin tahminlerine [45] yakın olduğunu bulmuşlardır.

$$\frac{\delta}{r} \propto \frac{Ca^{2/3}}{(1+Ca^{2/3}-We)} \tag{2.7}$$

Cubaudet ark. [46] deneysel olarak, kare mikro kanallarda, kanal duvar malzemesi hidrofobik ise, yan duvarlarda kuru lekelerin görünebileceğini göstermiştir. Bunlar, akış yönünde hareket eden bir kabarcığın simetri kaybına ve kararsız akışa neden olmaktadır.



Şekil 2.7: Kare kapilerlerde Ca'ya karşı boyutsuz film kalınlığı. Üst eksende, su benzeri özellikler μl = 10−3 Pa s ve σ = 0.073N / m (referans [26] 'dan) varsayılarak, kabarcığın hızı çizilir.

2.8 Kabarcık ve Sıvı Slug Uzunluğu

Minikanallarda oluşan taylor akışının performansı, kabarcık ve slugların uzunluğuna bağlıdır. Bu uzunluklar fazlar arasında oluşan arayüzey kütle transfer alanlarını direk olarak etkiler. Slug uzunluğu, slug içerisinde meydana gelen sirkülasyonu ile kütle transfer katsayısı üzerinde etkilidir. Bu sebepten slug ve kabarcık uzunluklarının önceden belirlenmesi önemlidir. Slug ve kabarcıkların uzunluğunun hesaplanmasında litearatürde korelasyonlar mevcuttur. Hem dairesel hem de kare kanallar için geliştirilen deklem aşağıda gösterilmiştir. Bu denklem sıvı slug uzunluğunun hesaplanmasında kullanılabilir.

$$\frac{U_m}{\sqrt{L_s}} = \mathbf{0,088} Re_g^{0,72} Re_l^{0,19} \quad (2.8)$$

$$Re_g = {\rho_g U_g d}/{\mu_g} \quad , \quad Re_l = {\rho_l U_l d}/{\mu_l} \quad (2.9)$$

U_g, U_l gaz ve sıvı yüzeysel hız

Minikanallarda giriş geometrisi slug ve kabarcık uzunluklarına etki eder. Bunun sebebi yüzey gerilimi kuvvetlerinin etkili olmasıdır ve kabarcıkların oluştuktan sonra birleşmeleri veya ayrılmaları gibi kanaldaki uzunluklarında değişiklikler beklenir [47]. Literatürde sıvıda oluşan küçük kabarcıklar ile ilgili çok fazla çalışma olmasına rağmen, minikanallarda yada mikrokanallarda Taylor akışında kabarcık oluşumu ile ilgili çok az çalışma mevcuttur. Sıvı slug(L_s) ve gaz kabarcığı(L_b) uzunluklarının hesaplanması için oluşturulmuş farklı korelasyonlar çizelge 2.1' de gösterilmiştir.

Çizelge 2.1: Taylor akışında kabarcık ve slug uzunluklarını tahmin etmek için oluşturulmuş korelasyonlar.

Referans	Model	
Laborie ve ark.[48]	$\frac{L_b}{d_h} = 0{,}0878 \frac{Re_v^{0,68}}{E\ddot{o}^{1,26}}$ $(Re_v = \frac{\rho_l U_{TP} d_h}{\mu_l} \ , \ E\ddot{o} = \frac{(\rho_l - \rho_g) d_h^2 g}{\sigma})$ $\frac{L_s}{d_h} = 3451 \frac{Re'^{-1,27}_G}{E\ddot{o}^{-1,27}}$ $(Re'_G = \frac{\rho_l U_G d_h}{\mu_l})$	(2.10)
Kreutzer [49]	$L_s = \frac{\beta_l}{-0{,}00141 - 1{,}556\beta_l^2 \ln(\beta_l)} d_h$	(2.11)
Liu ve ark. [50]	$L_s = (\frac{U_{TP}}{0{,}088 Re_G^{0,72} Re_l^{0,19}})^2$ $(Re_G = \frac{\rho_G U_G d_h}{\mu_G} \ , \ Re_l = \frac{\rho_l U_l d_h}{\mu_l})$	(2.12)
Qian, Lawal ve ark. [51]	${L_b}/{d_h} = 1{,}637 \varepsilon_G^{0,107} (1-\varepsilon_G)^{-1,05} Re_v^{-0,075} Ca^{-0,0687}$	(2.13)
	${L_s}/{d_h} = 1{,}637 \varepsilon_G^{-0,893} (1-\varepsilon_G)^{-0,05} Re_v^{-0,075} Ca^{-0,0687}$	(2.14)
	${L_{UC}}/{d_h} = 1{,}637 \varepsilon_G^{-0,893} (1-\varepsilon_G)^{-1,05} Re_v^{-0,075} Ca^{-0,0687}$	(2.15)
Shao ve ark. [52]	$L_b = (1 + 0{,}57 \frac{U_G}{U_l}) d_h$	(2.16)
	$L_s = (1 + 0{,}57 \frac{U_G}{U_l}) d_h (\frac{1-\varepsilon_G}{\varepsilon_G})$	(2.17)

Bu korelasyonlar ampiriktir ve belirli bir reaktör geometrisi için verileri değerlendirir. Bunun sebebi kabarcık kopma mekanizması giriş geometrisine bağlı ir parametredir ve geometrilerdeki açısal değişiklikler çok farklı slug ve kabarcık uzunluklarına sebebiyet verebilir.

Laborie ve ark. yaptıkları çalışma sonucunda, akışkan özelliklerinden yüzey

geriliminin kabarcık üzerinde etkili olduğu ancak sıvı slug uuznluğu üzerinde etkili olmadığını açıklamışlardır. Bir diğer akışkan özelliği olan sıvı viskozitesindeki bir srtışın hem slug hemde kabarcık uzunluklarında azalmaya sebep olmuştur [48]. Kabarcık uzunluğu kanal çapı arttıkça azalmaktadır. Gaz besleme hızının (U_G) artması L_b nin artmasına sebep olurken L_s yi azaltmıştır. Bunun yanında sıvı besleme hızının (U_l) değiştirilmesi sıvı yada kabarcık uzunluklara bir etkisi olmamamıştır. Çalışmada gaz ve sıvı yüzeysel hızları ve kanal çapı arttıkça kabarcık frekansının arttığı bulunmuştur [48].

2.9 Mikrokanallarda Basınç Düşüşü

Mikro kanallardaki gaz-sıvı akışlarının toplam basınç düşüşü dört farklı değer içerir[53]:

$$\Delta P_T = \Delta P_A + \Delta P_B + \Delta P_G + \Delta P_F \tag{2.18}$$

Bu denklemde; ΔP_A ivmelenmeden kaynaklanan basınç düşüşüdür [54]:

$$\Delta P_A = G^2[\left(\frac{x^2}{\varepsilon_G \rho_G} + \frac{(1-x)^2}{(1-\varepsilon_G)\rho_G}\right)_{çıkış} - \left(\frac{x^2}{\varepsilon_G \rho_G} + \frac{(1-x)^2}{(1-\varepsilon_G)\rho_G}\right)_{giriş}] \tag{2.19}$$

ΔP_B ise kabarcığın ön ve arkasındaki[40] şeklindeki bir değişiklik nedeniyle hareket eden bir kabarcığın üzerindeki basınç düşüşüdür:

$$\Delta P_B = 3,58 \frac{\sigma}{d/_2} \sqrt[3]{9Ca^2} \tag{2.20}$$

ΔP_G, yerçekimine bağlı basınç düşüşüdür [53]:

$$\frac{\Delta P_G}{L} = (\varepsilon_G \rho_G + (1-\varepsilon_G)\rho_L) g sin(a) \tag{2.21}$$

ΔP_F, sürtünme basınç düşüşüdür [54]:

$$\frac{\Delta P_F}{L} = f \rho_l U_{TP}^2 \frac{2}{d} \varepsilon_l \tag{2.22}$$

Eşitlik (2.19)-(2.21) ile tanımlanan basınç düşüşü katkıları, deney koşullarından basitçe hesaplanabilir. Basitleştirici varsayımlar altında - sırasıyla takılmış deneysel çarpanlar kullanılarak gaz ve sıvı basınç düşüşlerinin yarı homojen karışımı veya kombinasyonu - sürtünme basıncı düşüşü, homojen veya Lockhart-Martinelli modelleri kullanılarak belirlenebilir. Lockhart ve Martinelli [55], iki fazlı akıştaki basınç düşüşünün, iki fazlı bir parametre kullanılarak tek fazlı akıştaki eşdeğer basınç

düşüşüyle ilişkili olabileceğini öne sürmüştür Φ.

$$(\frac{\Delta P_F}{L})_{TP} = \emptyset_L^2(\frac{\Delta P_F}{L})_L = \emptyset_G^2(\frac{\Delta P_F}{L})_G \quad (2.23)$$

Φ_L'nin korealsyonu için [56]:

$$\emptyset_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad (2.24)$$

Burada X oranı ifade eder;

$$X^2 = \frac{(\frac{\Delta P_F}{L})_L}{(\frac{\Delta P_F}{L})_G} \quad (2.25)$$

Lockhart-Martinelli modelinde karşılaşılan temel zorluk, C faktörünün belirlenmesidir. Çizelge 2.2, laminer gaz sıvı akışları için kullanılan farklı C faktörü korelasyonlarını özetlemektedir.

Çizelge 2.2: Mikrokanallar için C faktör korelasyonları.

Yazar	C-faktör korelasyonu	
Chisholm [56]	C=5	(2.26)
Mishima ve Hibiki [57]	$C=21(1-e^{(-319d)}]$	(2.27)
Lee ve Lee [58]	$C=6{,}833*10^{-8}\lambda^{-1{,}317}Re^{0{,}557}Ca^{0{,}719}$ $(\lambda = \frac{\mu_L^2}{\rho_l \sigma d})$	(2.28)
Saisorn ve Wongwises [59]	$C=7{,}599*10^{-3}\lambda^{-0{,}631}Re^{0{,}008}Ca^{0{,}005}$	(2.29)

Her iki geleneksel modelle (homojen ve Lockhart-Martinelli) ilişkili basitleştirici varsayımların Taylor akışı durumunda oldukça gerçekçi olmadığı belirtilmelidir. Bununla birlikte, bu modeller, elde edilmesi kolay verilerle basınç düşüşünün doğru büyüklük sırası tahminine izin verir. Kreutzer ve arkadaşları [26, 60] tarafından daha rasyonel bir yaklaşım (kabarcık bölgelerindeki basınç düşüşünü göz ardı ederek, sıvı slug bölgeleri için Hagen-Poiseuille yasasını uygulayarak ve Laplace basınç terimini ekleyerek) verilmiştir. Bununla birlikte, bu yaklaşım, mühendislik ve endüstriyel bakış açısından onu daha az pratik hale getiren parça uzunluğu bilgisini gerektirir.

2.10 Fischer Tropsch Sentezi

Fischer Tropsch sentezi, karbon monoksit (CO) ve hidrojenin (H_2) bir karışımı olan sentez gazının katalizör varlığında ve yüksek sıcaklıkta alifatik hidrokarbonlara dönüştürüldüğü ve onu keşfeden bilim insanları olan Franz Fischer ve Hans Tropsch'un adını taşıyan bir reaksiyon serisi kombinasyonudur [61].

Çizelge 2.3: Ürün oluşumu ile ilgili reaksiyonlar [61].

	Ana Reaksiyonlar	
1.	Parafin oluşumu	$\boldsymbol{(2n+1)H_2 + n\,CO \rightarrow C_nH_{2n+2} + nH_2O}$
2.	Olefin Oluşumu	$\boldsymbol{2nH_2 + nCO \rightarrow C_nH_{2n} + nH_2O}$
3.	Su-Gaz Dönüşümü(WGS)	$\boldsymbol{CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2}$
	Yan Reaksiyonlar	
4.	Alkollerin Oluşumu	$2nH_2 + nCO \rightarrow C_nH_{2n+2}O + (n-1)H_2O$
5.	Boudard Reaksiyonu	$\boldsymbol{2CO \rightarrow C + CO_2}$
	Katalizör modifikasyonu	
6.	Katalizör oksitlenmesi/indirgenmesi	a. $M_xO_y + yH_2 \leftrightarrow yH_2O + xM$ b. $M_xO_y + yCO \leftrightarrow yCO_2 + xM$
7.	Yığın karbid Oluşumu	$yC + xM \leftrightarrow M_xC_y$

1920'lerde Kaiser-Wilhelm-Kimya Enstitüsünde çalışan Fischer ve Tropsch tarafından orijinal sürecin icat edilmesinden sonra 1936 yılında ilk olarak ticarileşmesi Ruhrchemi AG tarafından gerçekleştirildi [62]. Petrol açısından fakir ama kömür yatakları açısından oldukça zengin olan Almanya, içinde bulunulan savaş ortamı ve ordunun sıvı yakıt ihtiyacını karşılamak için, 1936'da kurulan ilk tesisten sonra 8 adet daha kömürden sıvı yakıt üretme tesisi kurularak toplam Fischer Tropsch tesis sayısını 9'a çıkardı. 1945 yılına gelindiğinde Almanya'daki Fischer-Tropsch sürecinin endüstriyel kapasitesi yılda yaklaşık 600 bin tona kadar yükseltildi [63]. 2. Dünya savaşı esnasında artan sıvı yakıt tüketimi, Fischer Tropsch sentezine olan ilgiyi artırmıştır. Birleşik Devletler Maden Bürosu, Sentetik Sıvı Yakıtlar Yasası ile

başlatılan bir programda, 1946'da Missouri, Louisiana'daki bir Fischer-Tropsch fabrikasında yedi operasyonel sentetik yakıt bilimcisini istihdam etti [62].

Savaş durumunun son bulması ve sentez gazı üretiminin pahalılaşması sonucu 1950'lerde Fischer Tropsch prosesi pahalı bir proses konumuna geldi ve bu proses ile sıvı yakıt üreten tesislerin çoğu kapatıldı. 1952 yılında Güney Afrika Sasolburg'da politik sorunlar nedeniyle Sasol FT tesisi, Sasol 1 adı ile kuruldu. Bu dönemden sonra sentetik yakıt üretiminin önem kazandığı 2 dönem karşımıza çıkar; ilki 1972 Arap ambaorgosundan sonra ve ikincisi 1985'ten günümüze devam eden çevresel etmenler [64]. Şu anda dünya fosil yakıt kullanımıyla ilgili iki sorunla uğraşmaktadır: çevre sorunları ve rezervlerin tükenmesi [65]. Önümüzdeki 40 yıl içinde petrol rezervlerinin tükeneceği ve sırasıyla 65 ve 1300 yıl içinde doğalgaz ve kömür rezervlerinin mevcut olacağı düşünüldüğünde, 2020 yılında araç yolculuğu ve fosil yakıt talebi 1990 yılı istatistiklerinin üç katı olacaktır [65, 66]. Böyle bir senaryo, sentetik yakıt üretiminin önemini vurgulamaktadır. Ayrıca Fischer Tropsch ile üretilen sentetik yakıtlar, onları gelecek sıkı çevre düzenlemelerine uygun kılan sülfür, nitrojen ve aromatik maddeler içermedikleri için çekicidir [67].

2.10.1 Fischer Tropsch reaksiyon mekanizması

1981 yılılında Kellner ve Bell tarafından [68] FTS için önerilen mekanizmalar denklem (2.30)'da gösterilmiştir. Reaksiyon mekanizması, yüzeyde metil gruplarının oluşumuna, adsorbe edilmiş metilen ile daha büyük karbon zincirine bağlanarak büyürken aynı zamanda desorbe edilmiş doğrusal a-olefinlere ve parafinlere dönüşmesine dayanır. Büyüme olasılığı a ile gösterilir ve zincir büyüme olasılığı olarak adlandırılır. FTS bir polimerizasyon reaksiyonu olduğundan, seçiciliği belirli bir ürün yelpazesiyle sınırlayan Anderson-Schulz-Flory dağılımı ortaya çıkmaktadır. Ürünlerin dağılımını belirleyen ise katalizör özellikleridir.

$$H_2 + 2* \rightarrow 2H*$$

$$CO + * \rightarrow CO*$$

$$CO* + \ * \rightarrow C* + O*$$

$$C* + H* \rightarrow CH* + *$$

$$CH* + H* \rightarrow CH_2* + * \qquad (2.30)$$

$$O* + H* \rightarrow OH* + *$$

$$OH* + H* \rightarrow H_2O + 2*$$

$$CH_2* + H* \rightarrow CH_3* + *$$

$$CH_3* + H* \rightarrow CH_4 + 2*$$

$$R_n* + CH_2* \rightarrow R_{n+1}* + *$$

$$R_n* + H* \rightarrow P_n* + 2*$$

$$R_n* \leftrightarrow O_n + H*$$

$$R_2* \leftrightarrow O_2 + H*$$

Fischer Tropsch reaksiyonlarında başlıca kullanılan iki katalizörden biri olan kobalt, demire kıyasla düşük sıcaklıklarda daha aktif bir katalizördür. FT sentezinde kobalt katalizör olarak kullanıldığında yüksek verimle hidrokarbonlara geçiş sağlanabilmektedir. Co-bazlı katalizörlerin su-gaz geçişine (WGS) yönelik aktivitesi düşük olduğundan ve yüksek sıcaklıklarda büyük miktarlarda CH4 üretimini desteklediklerinden, kullanımları çoğunlukla LTFT işlemleriyle sınırlıdır [61, 69]. Ayrıca FT reaksiyonları, kobalt katalizörleri kullanıldığında H2 / CO oranına daha duyarlıdır [4]. Ek olarak, kömürden üretilen sentez gazı kullanıldığında, demir katalizörleri olası zehirlenmeye dayanma açısından kobalt bazlı katalizöre göre daha iyidir [4].

Örneğin dizel gibi ticari yakıtların üretimi için daha yüksek hidrokarbonlar hedeflendiğinden, dönüşüm ve seçiciliğin her ikisi de yüksek olmalıdır. Bu, FTS reaktör tasarımında birçok zorluğu beraberinde getirmektedir.

2.10.2 Fischer Tropsch reaksiyonlarında kullanılan katalizörler

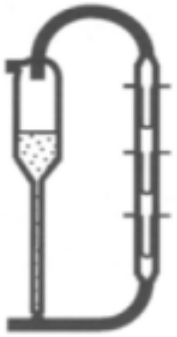
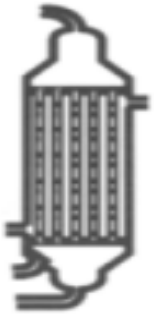
FT sentezinde kullanılan katalizörler genellikle Kobalt(Co), Demir(Fe), Rutenyum(Ru) ve Nikel(Ni) olarak karşımıza çıkmaktadır. Ru yüksek maliyet ve doğada az bulunduğu için kullanımı sınırlıdır. Ni katalizörü ise metan seçiciğinin yüksek oluşu ve deaktivasyon hızının fazla olması sebebi ile kullanılmamaktadır.Co ve Fe endüstriyel uygulamalarda çokca kullanılmaktadır, bunun sebebi ise bu metallerin ucuz olması ve yaygın olarak piyasada kolayca elde edilebilir olmasıdır. Fischer Tropsch sentezi çalışılan sıcaklığa göre yüksek sıcaklık Fischer Tropsch (HTFT) ve düşük sıcaklıkta Fischer Topsch (LTFT) olarak ikiye ayrılmaktadır. Yüksek Sıcaklık Fischer Tropsch sentezi (HTFT) için çalışma koşulları 300-350°C ve

basınç 1-25 bar olarak belirtilmiştir. Demir katalizörü kullanılan HTFT'de su-gaz dönüşüm reaksiyonu(WGS) gerçekleşme olasılığı çok yüksektir. Düşük sıcaklı Fischer Tropsch (LTFT) için çalışma koşulları 200-250°C ve 1-25 bar arası olarak belirlenirken, bu çalışma koşullarında Co katalizörü kullanılır. Su-gaz dönüşüm reaksiyonu Co katalizör kullanılan LTFT'de daha az aktivite gösterir.

2.10.3 Fischer-Tropsch sentezinde kullanılan reaktörler

Şu anda ticari kullanımda olan dört tip Fischer-Tropsch reaktörü olduğu bilinmektedir. Bu reaktörlerde üç geniş katalizör kategorisi kullanılmaktadır. Dört tip reaktör şunlardır: sirkülasyonlu akışkan yataklı reaktör, akışkan yataklı reaktör, boru şeklinde sabit yataklı reaktör ve bulamaç fazlı reaktör. Akışkan yataklı reaktörlerin 320ºC ila 350ºC sıcaklık aralığında çalışılmaktadır. Bu sıcaklık aralığı, yaklaşık 220ºC ila 250ºC'lik reaktörlerle kullanılan tipik çalışma sıcaklığı aralığından 100ºC daha yüksektir. Bu nedenle, alttaki şeklin sol tarafındaki reaktörleri tanımlamak için yüksek sıcaklıklı fischer-tropsch (HTFT) terimi ve sağ taraftaki reaktörleri tanımlamak için düşük sıcaklıklı Fischer-Tropsch (LTFT) terimi kullanılır. HTFT ve LTFT reaktörleri arasındaki temel ayırt edici özellik, HTFT reaktörlerinde katalizör partiküllerinin dışında sıvı faz bulunmamasıdır. Bölüm ayrıca, birçok endüstriyel işlemle karşılaştırıldığında FT reaksiyonunun oldukça ekzotermik olduğunu tartışmaktadır. Bu, petrol arıtma endüstrisindeki tipik katalitik reaksiyonlardan daha büyük bir mertebedir. FT sentezinin çalışma sıcaklığındaki herhangi bir artış, metan üretiminde istenmeyen bir artışa neden olacak ve katalizör hasarına neden olabilir.

Sabit yataklı çok borulu reaktörler, genellikle orta distilat üretmek için kullanılır. Bu sağlam ve iyi kurulmuş reaktör tipi, nispeten yüksek basınç düşüşü, düşük katalizör kullanımı ve yetersiz ısı uzaklaştırma gibi belirli dezavantajlara sahiptir [5]. Reaksiyon entalpisinin uzaklaştırılması, reaktör girişine sıvı ürünler ekleyerek ve reaktörü damlama akış rejiminde(trickle flow regime) çalıştırarak artırılabilir [5, 70, 71]. Damlama akış rejiminde sabit yataklı reaktörler (FBR) için modeller, çeşitli hidrojenasyon ve oksidasyon reaksiyonları için geliştirilmiştir [72, 73]. Bildiğimiz kadarıyla, damlama akış rejiminde sabit yataklı FTS reaktörleri için modelleme sonuçları henüz literatürde mevcut değildir. Mevcut modellerde, genellikle sıvının yalnızca katalizör gözeneklerinde mevcut olduğu ve dış kütle transfer dirençlerinin ihmal edilebileceği varsayılmıştır (bakınız örneğin [74]). FTS için kabarcıklı kolon reaktörleri 1980'lerde Sasol tarafından ticarileştirilmiştir [4].

<table>
<tr><td>Yüksek Sıcaklıktaki Proses (HTFT)
Gaz faz reaksiyon ve ürünler</td><td>Düşük Sıcaklıktaki Proses (LTFT)
sıvı faz reaksiyon ve sıvı faz ürünler
(genellikle dizel)</td></tr>
<tr><td>Sasol Sirkülasyonlu Akışkan Yatak reaktörü

1950-Günümüz</td><td>Sabit Yataklı Çok Borulu Reaktörler

1945 öncesi-Günümüz</td></tr>
<tr><td>Sasol Synthol Reaktörü

1989-Günümüz</td><td>Sasol Çamur fazlı Reaktörü

1993- Günümüz</td></tr>
</table>

Şekil 2.8: Endüstriyel olarak kullanılan FT reaktörleri[4]

Bu reaktör tipinin dezavantajları, sıvı ürünlerden katalizör ayırma ihtiyacı ve oldukça zorlu ölçek büyütmedir [6]. Kabarcıklı kolon reaktörü(SBC), FTS için Fe katalizörü kullanılarak[75-77] ve Co katalizörü kullanlarak modellenmiştir [70, 78].

Ticari olarak kurulmuş FBR ve SBC reaktörlerinin spesifik dezavantajları, orta ve uzun vadeli perspektifte kararlı çalışması üzerine araştırmalar yapılmaktadır. Bu ticari

olarak işletilen sistemlere alternatif olarak gösterilen ve son zamanda üzerinde yoğun olarak çalışılan mikro-mini kanallı reaktörler söz konusudur.

Mikroreaktörler, tipik çapı 0,01 - 500 mm olan paralel reaksiyon kanalları içeren minyatür kimyasal reaksiyon sistemleridir. Kanal duvarlarında bir kaplama olarak bir katı katalizör mevcut olabilir. Mikroreaktörlerin küçük kanal boyutları, yüzey-hacim oranının artmasına ve ısı ve kütle transferi için artan itici güçlere neden olur[79-81]. Mikro reaktörler, bu nedenle, geleneksel reaktörlerdeki reaksiyon hızı, katalizöre toplu taşıma, bir arayüz yoluyla reaksiyon bölgesine veya reaksiyon bölgesinden ısı transferi ile sınırlandığında geleneksel reaktörlere göre bir fayda sağlar. Fischer Tropsch sentezi için son zamanlarda hem endüstriyel hem de akademik araştırma grupları tarafından mikroreaktrörler büyük ilgi görmektedir. Geleneksel reaktörlerde karşılaşılan problemlere karşı alternatif olarak çözümler sunar. Diğer reaktörlere göre daha etkin ısı ve kütle transferi sunar. Fischer Tropsch sentezinde kullanılan mikroreaktör sistemleri ve literatürde var olan çalışmalar bölüm 2.10.4'de listelenmiştir.

2.10.4 Fischer Tropsch sentezinde mikroreaktör çalışmaları

Bölüm 2.10.3'te bahsedildiği gibi geleneksel sabit yataklı reaktörler, yüksek bir katalizör yükleme sağlar, ancak ısı uzaklaştırma kapasitesi açısından sınırlıdır ve büyük katalizör parçacıkları kullanıldığında kullanılan reaktanların katalizör yüzeyine difüzyonu kısıtlıdır. Katalizörün yapısını ve morfolojini tanımlamak, bu kısıtlamaların üstesinden gelmeye yardımcı olabilir [82]. Çapraz akışlı yapıların kullanılmasıyla, reaktör tüplerindeki radyal ısı transferi artırılabilir ve daha yüksek üretkenliklere izin verir [83-85]. Rastgele doldurulmuş katalizör yataklı mikro reaktörler laboratuvar boyutlarında çalıştırılmaktadır. Fischer Tropsch sentezi ekzotermik bir reaksiyon olduğundan ısının reaktörden uzaklaştırılması oldukça önemlidir. Neredeyse izotermal operasyonla sonuçlanan sistemler hem katalizörün deaktivasyon hızını düşürür hem katalizör zehirlenmesini önler hem de istenilen ürüne seçiciliğin kararlı halde devam etmesini sağlar. Bu sebeple mikrokanalların, geleneksel reaktörlere göre ısı transferi daha verimlidir. Kütle transferi için ise, daha küçük kanal boyutları, difüzyon sınırlamalarını önler ancak kanal boyutu küçüldükçe basınç düşüşü artacağından, potansiyel reaktör uzunluğunun sınırlandırılması ve kullanılan katalizörlerin partikül boyutlarının daha da küçük olması gerekir[86-88]. Bu duruma alternatif olarak ıslak duvar kaplama metodu oluşturulmuştur. Kanal duvarları üzerinde katalizör tabakaları

bulunan açık kanallar, basınç düşüşü ve difüzyon uzunluğunun azalmasına sebebiyet verir. Bu kaplama metodu monolitlerde, köpüklerde ve mikro kanallarda test edilmiştir. Seramik monolitler, destek malzemesinin düşük ısıl iletkenliği nedeniyle sıcaklık artışını sınırlamak için genellikle bir ürün geri dönüşümü ile çalıştırılır [89-91]. Metalik monolitler, daha yüksek ısı iletkenlikleri nedeniyle tek geçişli boru şeklindeki reaktörlerde kullanılmıştır. Duvar kaplamalı katalizörlü mikro kanallar, bu ısı dağılımı sorunlarından muzdarip değildir ve deneysel olarak test edilmiştir.[92-96]. Bu tür mikroreaktörler için, doldurulmuş(paketlenmiş) yataklar ve duvar kaplamalarında, katalizör kalınlığının değişimi, katalizör tabakası kalınlığı arttırıldığında istenen uzun zincirli ürünlerin daha düşük seçiciliklerini göstermiştir. Belirli bir reaktör boyutu için mümkün olduğunca az kanalla ticari reaktörleri çalıştırmak için maksimum katman kalınlığının kullanılması büyük önem taşır. Katman kalınlığı için bir üst sınır vardır, çünkü dahili kütle transferi, katalizör parçacıklarının difüzyon sınırlamasına benzer olan maksimum yararlanılabilir katalizör kalınlığını sınırlar [97-99].

Çizelge 2.4: Literatürde Fischer Tropsch sentezinde Mikro-mini kanallar kullanılarak yapılan çalışmalar.

Çalışma	Kullanılan reaktör	Sıcaklık (°) basınç (bar)	H2/CO besleme oranı	Kullanılan katalizör	CO % dönüşüm	Sonuç
Kreutzer ve ark.(2005) [26]						Yapılan çalışmada çok fazlı akışlar FT sentezi için önerilmiştir
Guillou ve ark. (2008) [100]	200 µL	180 10	1-2 aralığı	Co/SiO_2	18.1	Farklı noktalardan H2 beslemelerinin seçicilik üzerinde etkili olduğu sonucuna varılmıştır.
Visconti ve ark. (2009) [101]	Farklı geometrilerde metal kanallar	220-235 20	2.1	Co/y-Al2O3	-	Farklı reaktör tiplerinde kaplama çalışılmıştır. Kullanılan asit konsantrasyonuna bağlı olarak kaplama kalınlığının arttığı bulunmuştur.
Almeida ve ark. (2011) [92]	Farklı reaktör tipleri	220 20		Co-Re/Al2O3	50.5	Seçicilik, kullanılan desteğin tipine ve esas olarak biriktirilen tabakanın kalınlığına bağlıdır. Mikrokanal reaktörünün C5 + seçiciliği, yapılandırılmış desteklerin ve toz katalizörünkinden daha yüksektir.
Avcı ve Gumuslu (2012) [102]						Gümüşlü ve Avcı kare mikrokanallarda washcoat ile kaplanan katalizörler ile yapılan modellemelerde yüzeysel hızların reaksiyon sıcaklığı üzerinde oldukça önemli olduğu sonucuna ulaşmıştır.
Avcı ve ark. (2012) [103]						Reaktör duvarları inceldikçe ısı transferi daha iyi gerçekleşmektedir. Optimum sonucun AISI çelik ile sağlandığı vurgulanmıştır. Ayrıca ısı değeştirici entegreli mikrokanal reaktörde hidrokraking ile istemeyen wax oluşumunun azalabilceği soncuna varılmıştır.

Çizelge 2.4.a: Literatürde Fischer Tropsch sentezinde Mikro-mini kanallar kullanılarak yapılan çalışmalar,devam.

Çalışma	Kullanılan reaktör	Sıcaklık (°) basınç (bar)	H2/CO besleme oranı	Kullanılan katalizör	CO % dönüşüm	Sonuç
Derevich ve ark (2012) [104]		200 20				Zincir oluşum sabiti 0.95 kabul edilerek, 20 bar ve 473 K sıcaklıkta sıvı fraksiyonunun dönüşüm boyunca 0-0,4 aralığında arttığı sonucuna ulaşılmıştır. Bu aralıkta sıvı ürün viskozite ve yüzey gerilimi büyük oranda değişmektedir. Çalışmaya göre düşük dönüşümde yüksek karbon numaralı parafinler oluşurken yüksek dönüşümde basıncın artması ile düşük karbon numaralı hidrokarbonlar oluşmaktadır. Sıvı faz termodinamik özellikleri sıvı faz içeriğine bağlıdır ve bu sıvı faz içeriği büyük ölçüde dönüşüme bağlıdır.
Derevich ve ark (2012) [105]		220 20				Derevich zincir oluşma hızının maksimum olduğu dönüşümün 0.5 olduğu sonucuna ulaşmıştır. Sabit fiziksel özellikler ile FTS hidrolik modellemesinin tamamen yanlış olduğunu vurgulamıştır.
Penniall ve ark., (2012) [106]		210-225-240 20-30		Co-TiO_2		Mikrokanallı reaktörün, sabit yataklı reaktöre kıyasla, birim katalizör başına 32 ila 40 kat daha fazla üretkenlikte çalıştığı bulundu.
Almeida ve ark. (2013) [93]	20x20x60	235 20		$CoRe/Al_2O_3$	76,2	Washcoating yöntemi ile 32(Tipi 1) ve 80 µm (Tipi 2) kalınlığında duvar kaplaması elde edilmiştir. Tipi 2 reaktör ile 235 oC ve 20 bar da %76,2 dönüşüm % 30,1 metan ve%63,7 C5+ seçicilği elde edilmiştir .
Derevich ve ark. (2013)[107]						FTS reaksiyonunu pürüzlü ve pürüzsüz kanallardaki hidrodinamik davranışı incelemiş her iki kanalın farklı hidrodinamik davranış gösterdiği sonucuna ulaşmıştır.
Holmen ve ark. (2013) [108]	400 hücre/in^2	210 20	2.1	Co-Re/y-Al_2O_3	45.6	400 hücre/in^2 den oluşan 9 mm çap ve 10 mm uzunluktan oluşan iyolit ve γ-Al_2O_3 monolitik reaktörler ile yapılan çalışmada iyolit ile 483 K'de (P = 20 bar, H_2/CO = 2.1) %45,6 dönüşüm %8,6 metan ve 82,3 C5+ seçiciliği elde edilmiştir.

Çizelge 2.4.b: Literatürde Fischer Tropsch sentezinde Mikro-mini kanallar kullanılarak yapılan çalışmalar,devam.

Çalışma	Kullanılan reaktör	Sıcaklık (°) basınç (bar)	H2/CO besleme oranı	Kullanılan katalizör	CO % dönüşüm	Sonuç
Mehta ve ark. (2014)[109]	50µm*100µm*1,3 cm (116 kanal)	250	3	Ru-Fe-Co-SiO_2	90	Üç farklı metalolan Co-Ru ve demir kaplı SiO_2 denenmiş.250oC h2/CO=3/1 iken Co/SiO2 katalizör ile %90 dönüşüm ve %44 propan seçiciliği elde edilmiştir. En yüksek deaktivasyon Ru/SiO2 katalizörde görülmüştür.
Ying ve ark. (2014)[110]	0,5mm*1,5mm*30mm (10 kanal)	220-225 20	2	Co/Al_2O_3	84	Duvar katalizör kaplı mini kanal reaktör ile fix bed rektöre göre daha yüksek dönüşüm elde edilmiştir.
Jermkwan ve ark. (2015)[111]				Co-Re/y-Al_2O_3		Bu çalışmada kanal yükselikliği ve uzunluğunun oranının reaktör diyazınındaki önemi araştırılmıştır. 500, 700 ve 1000 µm yüksekliğindeki bir kanal için uzunluklar sırası ile 17,20, 28,49 ve 48,70 mm olarak tespit edilmiştir.
Ying ve ark. (2016) [96]	0,5mm*1,5mm*80mm	220 20		Co-Re-W-Al_2O_3	32,9	143 µm kalınlıkta, 220^{o}C,20 atm basınç 21,000 h-1 GHSV %32,9 dönüşüm ve %70 seçicilik elde edilmiştir. Katalizör kaplaması kalınlaştıkça metan seçiciliği artarken C5+ seçiciliği azalmaktadır.
Theampetch ve ark. (2016) [112]	0,7x0,7x20 mm					Kanal uzunluğu ve genişliği değiştirilerek, sabit katalizör miktarının elde edilerek yüzey alanının etkisi araştırılmıştır. Yüzey alanının dönüşüm üzerinde negatif etkiye sahip olduğu görülmektedir. Yüzey alanı azaldıkça basınç düşüşü artmaktadır. Kanal açıklığı oranının CO dönüşümü üzerinde etkin olmadığı sonucuna varılmıştır.
Rai ve ark. (2017) [113]		300 20	1,5	Co/Al_2O_3	92	GHSV 1500 $mL \cdot gcat^{-1} \cdot h^{-1}$, sıcaklık 300 °C, H2/CO 1.5 basınç 20 bar. koşulları altında Co/Al2O3(Si) katalizör ile yapılan mikro kanal kaplaması ile %92 dönüşüm, %78 parafin %5 aromatik, %17 sikloalkan elde edilmiştir.

Çizelge 2.4.c: Literatürde Fischer Tropsch sentezinde Mikro-mini kanallar kullanılarak yapılan çalışmalar,devam

Çalışma	Kullanılan reaktör	Sıcaklık (°) basınç (bar)	H2/CO besleme oranı	Kullanılan katalizör	CO % dönüşüm	Sonuç
Mandic ve ark. (2017) [114]		200 25	2	Co-Re/Al_2O_3		Islak duvar kaplamalı katalizöre sahip monolit reaktörler için, temel durum koşullarında (473 K, 25 bar ve H2 / CO molar oranı 2) 0.11 mm'den daha az bir katalizör tabakası kalınlığı kullanılarak difüzyonel sınırlamalar önlenebilir.
Zhang ve ark. (2018) [115]	120x100x0,6 mm	220 20		Co/anodic y-Al_2O_3	19,42	Katalizörün ve mikro-yapılandırılmış reaktörün performansı, FTS'de deneysel olarak karakterize edildi. Bu şartlarda %20 CO dönüşümü %2.7 CH4 ve %90 C_{5+} seçiciliği elde edilmiştir. Katalitik ativiteyi test etmek için kullanılan fix bed reaktördede benzer sonuçlar elde edilmiştir.
Rai ve ark. (2018) [116]		280-320 1-21	1.4-1.6			Bu çalışmada mikrokanalda gerçekleşen reaksiyonda, reaksiyonun daha hızlı gerçekleştiği sonucuna varılmıştır. Bunun ana nedeni duvar kaplamalı mikrokanal reaktörün daha iki kütle transferi olarak görülmüştür. Aktivasyon enerjisi mikrokanal ve fix bed reaktör için 90.16 kJ/mol and 106.17 kJ/mol olarak bulunmuştur.
Abrokwah ve ark. (2019) [117]	1,3cm*50µm*100µm	220 1		Co-Fe-Ru-TiO_2		1 atm basınç ve 220ºC 12%Ru-TiO_2 katalizör ile tam dönüşüm ve yüksek seçicilikte (~%45 metan, ~25 propan,~20 bütan, 10 etan) ürün eldesi görülmüştür.
Becker ve ark. (2019) [118]						Yapılan bu modellemede H2/CO oranı azaldıkça C5 seçiciliği artmaktadır. İnce katmanlı reaktörde dönüşüm artarken kalın katmanlı da difüzyon kuvvetlerinin etkin olması sebebi ile azalmaktadır. Aynı kalınlıkta gözenekli ve gözeneksiz katman yüzey alanında üretilen istenen ürün miktarı aynıdır.

Çizelge 2.4.d: Literatürde Fischer Tropsch sentezinde Mikro-mini kanallar kullanılarak yapılan çalışmalar,devam

Çalışma	Kullanılan reaktör	Sıcaklık (°) basınç (bar)	H2/CO besleme oranı	Kullanılan katalizör	CO % dönüşüm	Sonuç
Theampetch ve ark. (2019) [119]						% 20 Ru/Al2O3 katalizör polivinil alkol, asetik asit ve su karışımı ile çamurlu faz olarak wash coating metodu ile kaplanmıştır. Çok katmanlı kaplamanın etkisini araştırmak için devam eden kaplama işlemlerinde en uygun kaplama sayısı iki olarak bulunmuştur.
Mohammad ve ark. (2020) [120]	500µm*500µm*2,7cm	240	3	Fe-Ru-Ni-Co/MCM-41	74	Bu şartlarda elde edilen en yüksek seçicilik %39 propan %11 butandır.
Bepari ve ark. (2020) [121]	500µm*500µm*2,4cm (11 kanal)	300 1		10Fe5Ru/m-SiO_2-Al_2O_3	70,94	Bu çalışmada %70.94 dönüşüm, %32,97 seçicilikte metan, %14,82 seçicilikte etan, %2,22 seçicilikte propan elde edilmiştir.

3. MATERYAL VE YÖNTEM

3.1 Materyal ve Özellikleri

Bu çalışmada mikrokanal içerisinde Taylor akış rejiminde hidrodinamik davranışları incelemek için gaz kaynağı olarak karbonmonoksit (CO) ve hidrojen (H_2), sıvı kaynağı olarak ise n-olefin(benzin) kullanılmıştır. H_2 gazı renksiz, kokusuz , zehirsiz ancak oldukça yanıcı ve parlayıcı bir gazdır. Linde firmasından temin edilen kimyasal %99,999 saflıktadır. CO ise renksiz, kokusuz ve yanıcı özelliklerinin yanısıra zehirli bir gazdır. Clienti'den ithal edilen kimyasal Asal Gaz firmasından temin edilmiştir ve %99,997 saflıktadır. n-olefin ise Total Oil Türkiye'den alınmıştır. Kullanılan gazların özellikleri Çizelge 3.1'de; sıvı kimyasal özellikleri ise çizelge 3.2'de listelenmiştir.

Çizelge 3.1: Deneylerde kullanılan gazların özellikleri.

Gaz	Molekül ağırlığı (g/mol)	Viskozite (kg/ms)	Yoğunluk (kg/m^3)
Karbonmonoksit	28.01×10^{-3}	0.0000174	1.156
Hidrojen	2.02×10^{-3}	0.0000088	0.0827

Çizelge 3.2: Deneylerde kullanılan sıvının özellikleri.

Sıvı	Yüzey gerilimi (kg/s^2)	Viskozite (kg/ms)	Yoğunluk (kg/m^3)
n-Olefin	0.021	0.000495	795

3.1.1 Hidrodinamik çalışmaları

L, Y ve T giriş geometrisine sahip olan kanalların boyutları 1x1x440 mm dir. Reaktörler görüntülemelerde kullanıldığı için transparan görünüme sahip olan Pleksi glass malzemesi kullanılarak yapılımıştır. Hidrodinamik çalışmalarda kullanılan bu reaktörlerin fotoğrafları şekil 3.1'de verilmiştir. Sisteme gaz beslemeleri 2 adet F200-CV Bronkhorst akış kontrolorleri ile sağlanırken sıvı beslemesi de M14V14I-XAD Bronkhorst Mini Cori Flow sıvı akış kontrolü ile gerçekleştirilmiştir. Sistem kontrölü Labiview™ programı ile oluşturulan yazılım ile sağlanmıştır. Görüntüler, Speed Sense 1040 hızlı kamera ile elde edilmiş olup daha net görüntüleme için 30 watt'lık ışık

kaynağı deney düzeneğine eklenmiştir. Elde edilen görüntüler Dantec™ yazılımı ile analiz edilmiştir.

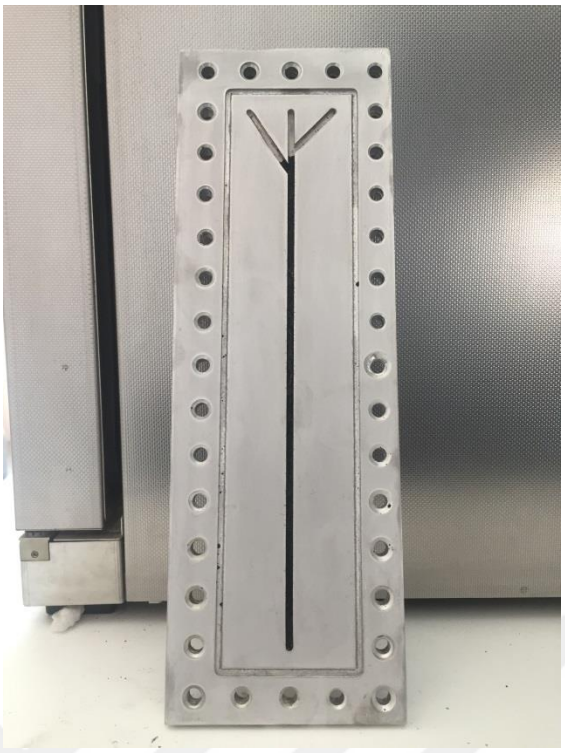


Şekil 3.1: Hidrodinamik çalışmalarda kullanılan kanallar (soldan L, Y ve T-tipi)

Kanallarda akış alanı ölçümleri ise sisteme eklenen mikro Parçacık Hız Görüntüleme sistemi (micro PIV) ile elde edilmiştir.

3.1.2 Reaksiyon çalışmaları

FT reaksiyon çalışmaları için 27 cm uzunluğa ve 2,43 ml hacime sahip Y tipi reaktör (3mm X 3mm X 270mm) aluminyum levhadan imal edilerek katalizör ile püskürtme yoluyla kaplanmış (Şekil 3.2: FT çalışmalarında kullanılan Katalizör kaplı kanal10) ve sıcaklığı 250°C ye kadar çıkan fırın (GeoTech) içerisine yerleştirilmiştir. Girişlerden sağ ve soldaki Y tipi kanallar CO ve H_2 gazları içindir. Bu sistemde CO bir kanaldan beslenirken, H_2 diğer kanaldan beslenmiştir. Ortadaki kanal ise sıvı beslemesi yada inert gaz beslemesi durumunda kullanmak içindir. Hidrodinamiği manipüle eden zaman kesikli çalışmalar için iki adet 0-5V ile beslenen ex-proof aç-kapa vana sisteme eklenmiştir.



Şekil 3.2: FT çalışmalarında kullanılan Katalizör kaplı kanal

Ürünler Schimadzu 2014 GC TCD detektör kullanılarak analiz edilmiştir.

3.2 Deneysel Yöntem

Deney sistemleri bu çalışmadaki amaç ve hedefler doğrultusunda iki ayrı kısımda ele alınmıştır: Soğuk deneyler (hidrodinamik çalışmaları) ve sıcak deneyler (Reaksiyon çalışmaları). Hidrodinamik çalışmalar Taylor akış şartlarını veren parametreler, kanal besleme tipine göre hidrodinamik değerler ve sıvı slug içerisindeki karışma olayını incelemek ve tez sonrasında çalışması planlanan prototip reaktörün besleme stratejisini belirlemek üzere tasarlanmış ve kurulmuştur.

3.2.1 Deney düzeneği-hidrodinamik çalışmalar

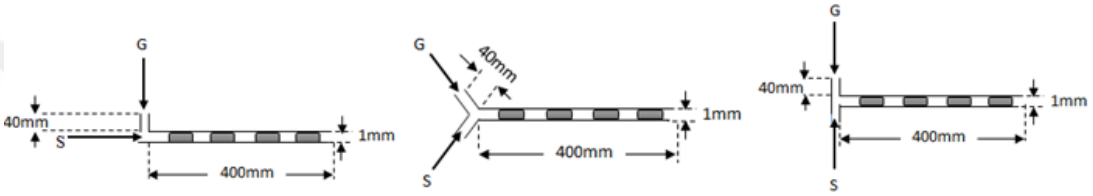
Hidrodinamik çalışmaların hedefleri ve soruları aşağıdaki gibidir:

3.2.1.1 Taylor hidrodinamiği :

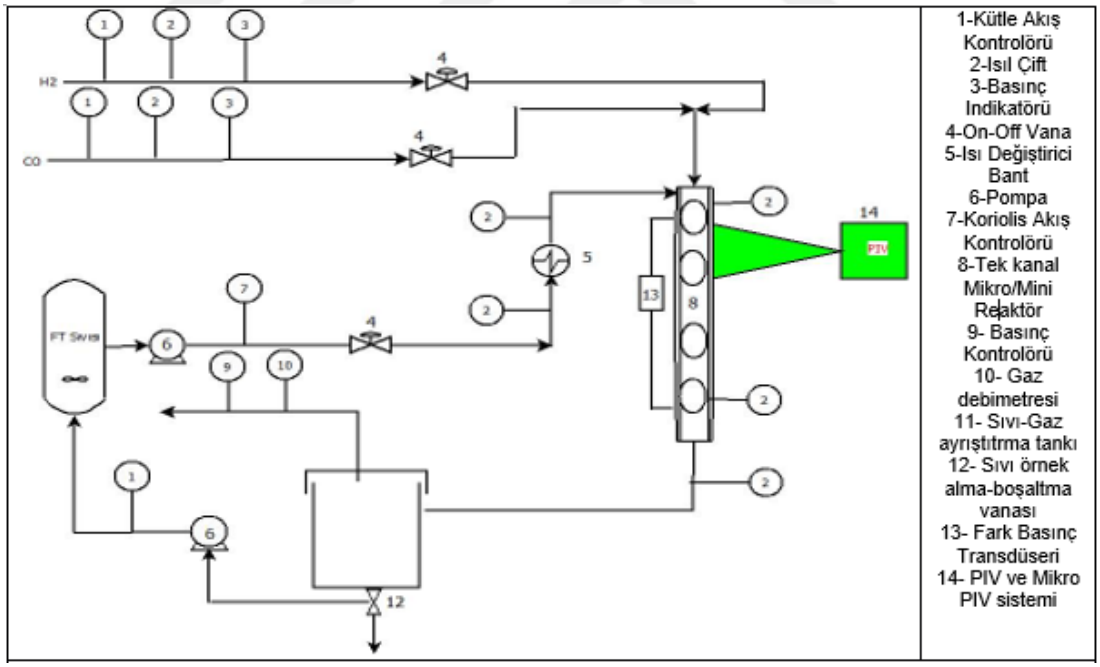
Daha sonra çok kanallı prototip reaktörün tasarımında kullanılmak üzere, FT sentez koşullarındaki fiziksel özelliklere sahip akışkanlar için, Taylor akışını veren Sıvı ve Gaz besleme hızları, kabarcık ve kabarcık arasında kalan sıvının boyutları ve iki fazlı akışın hızlarını belirlemek.

Bunun için, deneyler L, Y ve T tipi mini kanal reaktörlerde gerçekleştirilmiş olup

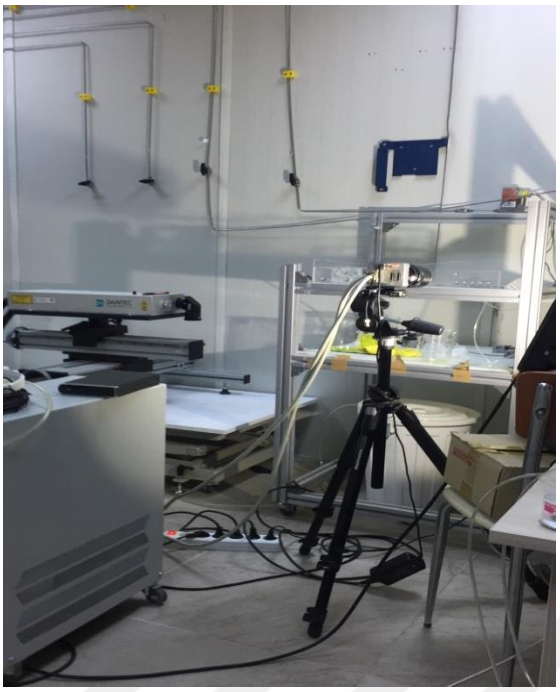
reaktörler şekil 3.3'de şematize edilmiştir. Deneyler her 3 kanal için ve her gaz için aynı şartlarda gerçekleştirilmiştir. Sıvı akış hızları 20-200 mm/s arasında 10 dan 100 e 10 ar artılarak ve 100 den 200 e 100 er artırılarak kullanılmıştır. Gaz hızları ise her bir sıvı hızı için : 1,2,3,4,5,6,7,8,9,10,20,30,40,50,60,70,80,90 mm/s olmuştur. Gaz ve sıvıların hızları akış kontrolörleri ile ayarlandıktan sonra tanklardan reaktöre gönderilmiştir. Sıvının reaktöre iletilebilmesi için azot gazı yardımı ile sürükleme yapılmıştır. Reaktördeki akışı görüntüleyebilmek için, reaktörün karşısına kamera konmuştur ve daha iyi görüntüleme yapılabilmesi için yanına ışık kaynağı eklenmiştir. Deneylerin gerçekleştirildiği düzenek şekil 3.4'de, deneylerden bir enstantane ise şekil 3.5'de verilmiştir.



Şekil 3.3: Sırasıyla L,Y,T tipi minikanal reaktörler



Şekil 3.4: Deney düzeneği

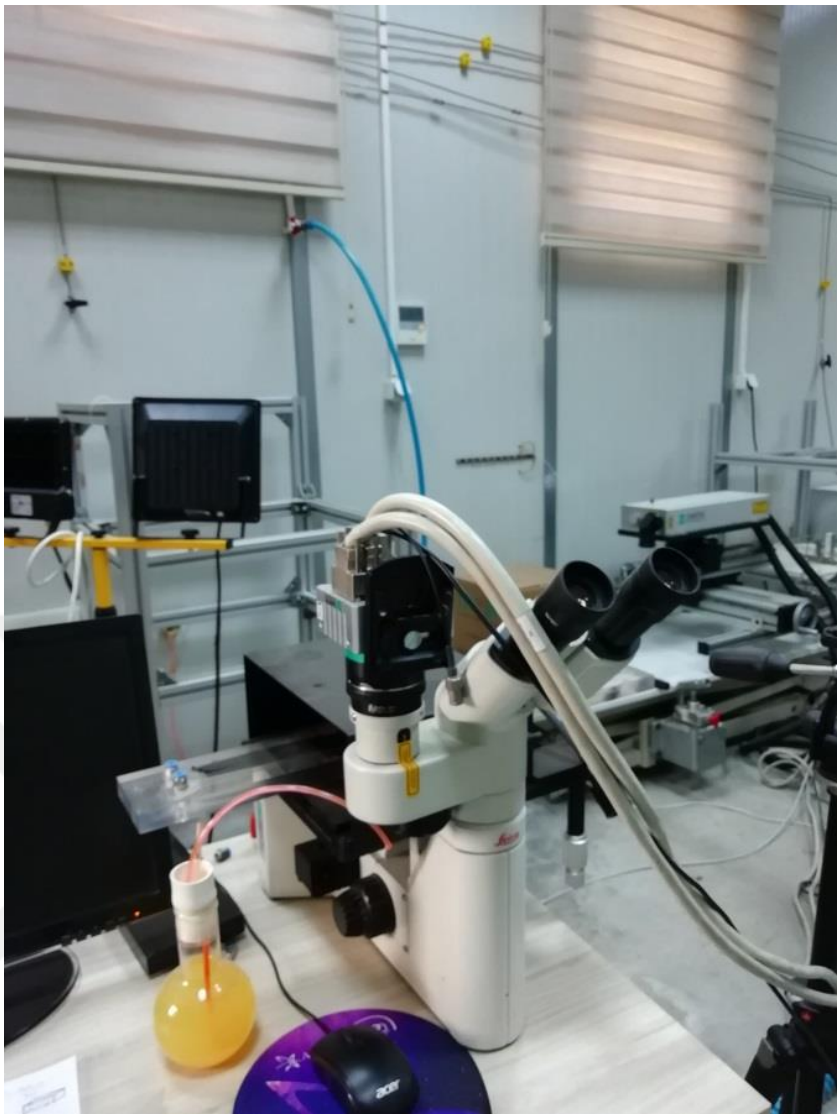


Şekil 3.5: Taylor hidrodinamiği deneylerinden bir enstantane

3.2.1.2 Sıvı içerisindeki karışmanın mekanizması:

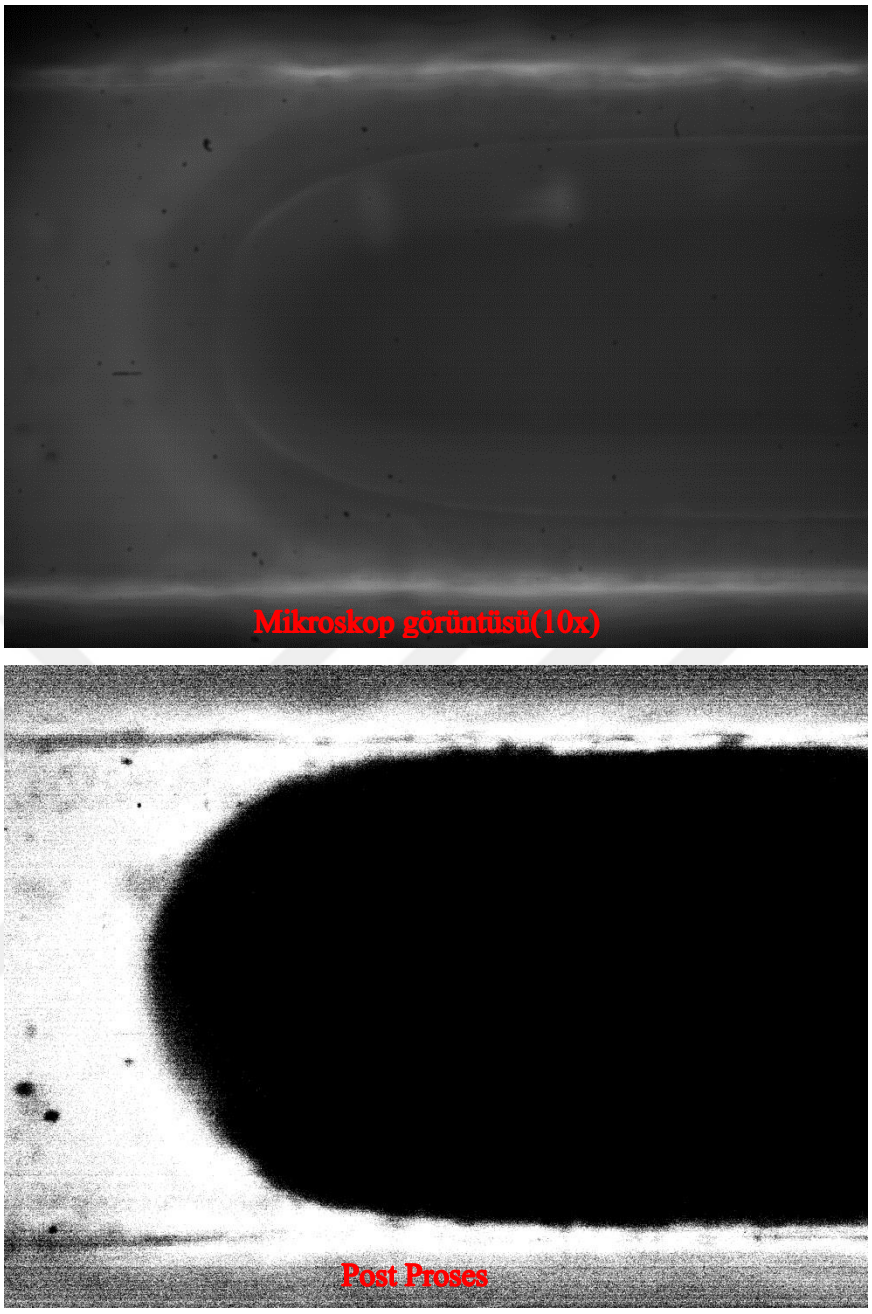
Sıvı içerisindeki karışmanın ve hidrodinamiğin, kanal besleme tipine bağlı olup olmadığı, akışın hafızasının varlığının araştırılması ve sıvı içerisindeki karışmanın varsa hangi parametrelere ve nasıl bağlı olduğunu belirlemek.

Bunun için şekil 3.4'de gösterilen düzeneğe mikro-PIV sistemi için mikroskop ilave edilmiş ve reaktör mikroskop merceğinin üstüne yerleştirilmiştir (şekil 3.6). Sıvının içerisinde kullanılacak ticari parçacıklar, malesef benzin içerisinde topaklanmış ve dağılmamıştır. Bunun üzerine laboratuvarlarımızda üretilen, 532 nm dalga boyunda fotoluminesant özellik gösteren Rodamin kaplı çinko oksit nanoparçacıkları kullanılmıştır. Bu durumda sıvı akış kontrolörü yerine piston şırınga pompa (Syringe pump) kullanılmıştır. Yazılım bu parçacıkların hareketini inceleyerek, akış alanını (hız vektörlerini) çıkarmaktadır. Mercekden 532 nm boyunda Laser Işığı (Çift kavite) verilerek görüntüler kaydedilmiştir. Daha sonra bu görüntüler post proses ile işlenmiş ve akış alanları çıkarılmıştır.

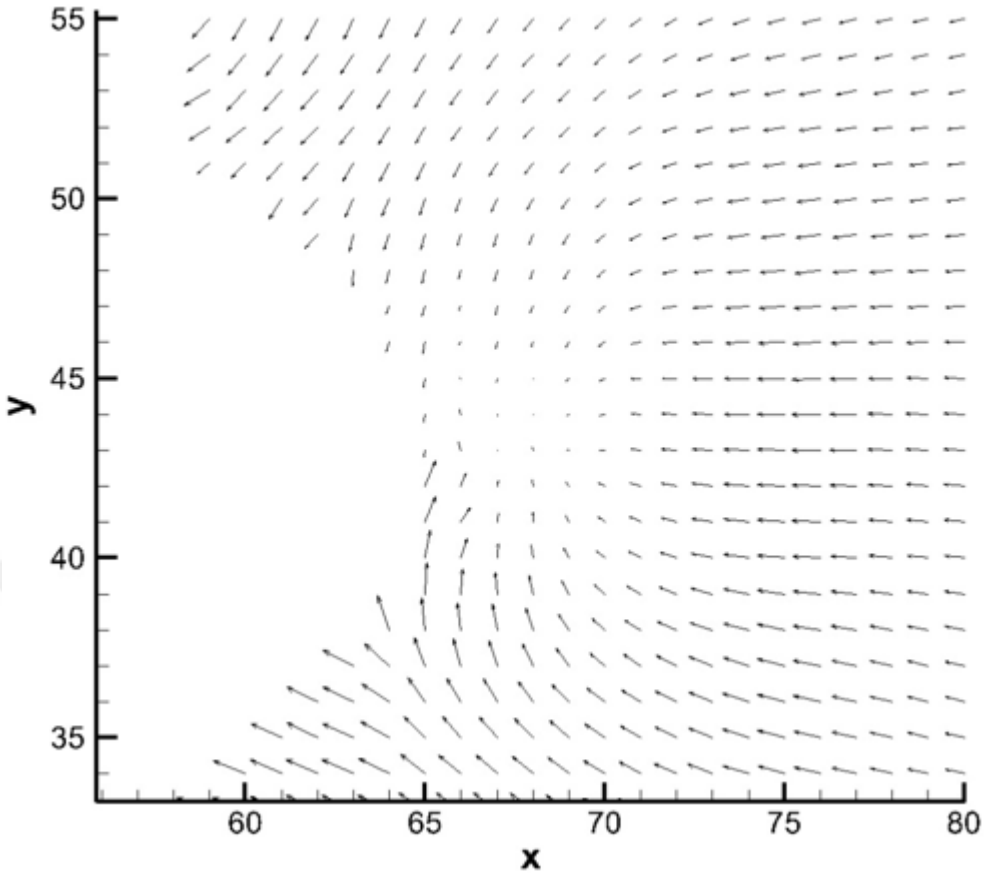


Şekil 3.6: Mikro-Parçacık Hız görüntüleme Sistemi

Mikro-PIV sisteminden elde edilen görüntü ve post prosesi şekil 3.7'de, post proseslenen görüntülerden TecPlot™ yazılımı ile elde adilen akış alanına örnek şekil 3.8'de verilmiştir.



Şekil 3.7: uL=90 mm/s, uG=10mm/s için PIV görüntüsü ve işlenmiş hali



Şekil 3.8: Post proseslenen görüntülerin TecPlot™ yazılımı ile elde edilen akış alanı

3.2.1.3 Gazların ve sıvının taylor hidrodinamiği çalışmasının verileri ışığında alternatif beslemesi

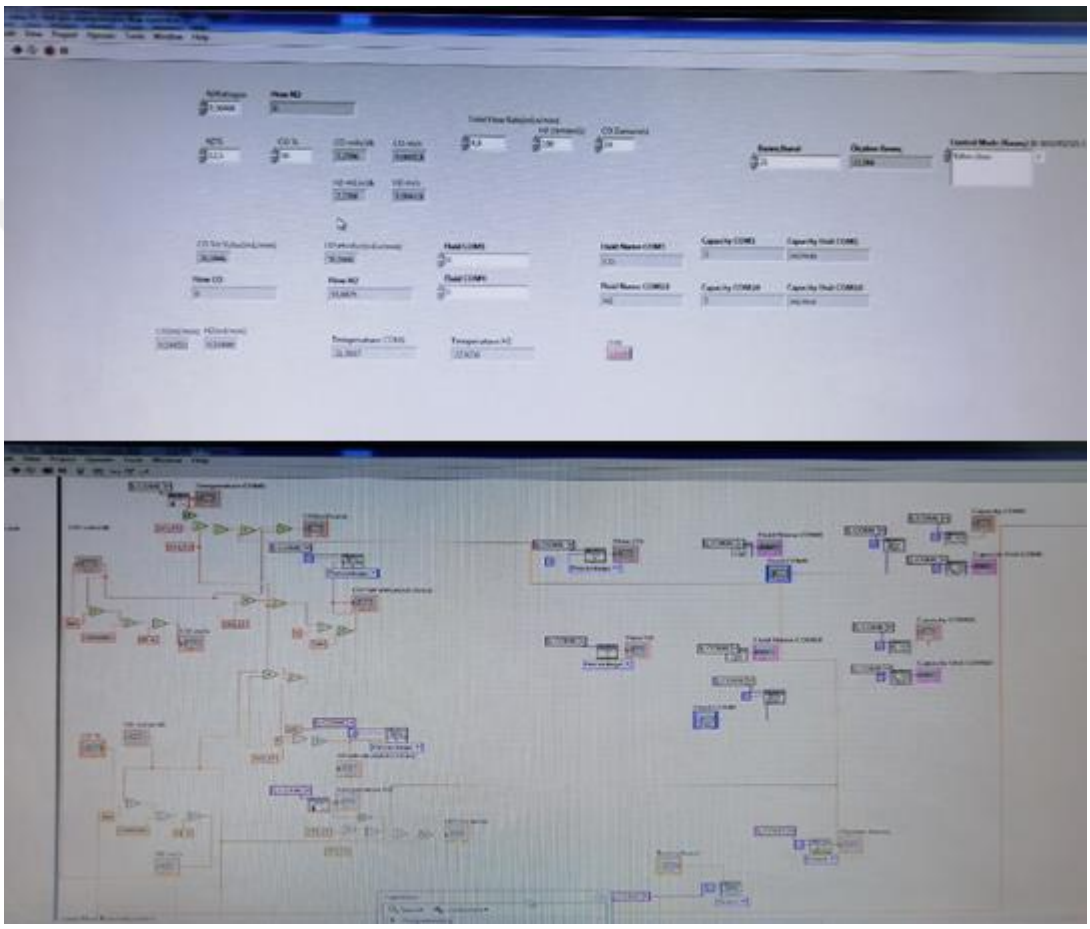
Bu çalışmada FT reaksiyon çalışmalarında kullanılacak zaman kesikli akış stratejisini Taylor akış şartlarında sağlayacak şartları belirlemek için şekil 3.4'te gösterilen düzeneğe iki adet 0-5 Volt arası çalışan aç-kapa vanalar eklenmiştir. Bu vanalar CO ve H_2 gaz hatlarına yerleştirilmiştir.

3.2.2 Deney düzeneği-reaksiyon çalışmaları

Reaksiyon çalışmaları hidrodinamik çalışmalara benzer sistemde, bu kez maksimum 250 derece sıcaklığa ulaşan fırın içerisine yerleştirilen Y tipi, %70 kobalt, %30 demir katalizörü kaplı mini kanal reaktör içerisinde gerçekleştirilmiştir. İkinci reaksiyon deneyleri ise %100 kobalt kaplı katalizör kullanarak gerçekleştirilmiştir. Hidrodinamik çalışmalarında alternatif akış sadece sisteme yerleştirilen aç-kapa vanalar ile sağlanırken, reaksiyon çalışmalarında iki farklı şekilde gerçekleştirilmiştir:

3.2.2.1 Akış hidrodinamiğinin manipüle edilmeden gerçekleştirilen deneyler:

Labview yazılımı ile oluşturduğumuz kontrol programını kullanarak, besleme akış kontrolörlerini kontrol ederek gerçekleştirilmiştir. Buna göre, H_2 gazı a mln/dk hızla b saniye sisteme beslenirken, CO kontrolörü kapalı durumdadır. b saniye sonra H2 kontrolörü kapanırken, CO kontrolörü, CO gazını a mln/dk hızla b/2 saniye kadar sisteme beslemektedir. Böylece akış hidrodinamiği hep kararlı halde a mln/dk ile sağlanırken, aç-kapa zamanları ile H_2:CO oranı 2:1 oranında tutulmuştur.



Şekil 3.9: Deneylerde kullanılan Labview yazılımı ile oluşturulmuş program

Deneysel çalışmalar belirlenen basınç, sıcaklık, besleme hızı ve alternatif akış tutma zamanları ile gerçekleştirilmiştir.

Çizelge 3.3: Hidrodinamiğin manipüle edilmediği deney şartları.

Deney No	T(°C)	P(Bar)	U (ml/dk)	H2-Period (s)	CO-Period (s)
1	100	5	1	75,6	37,236
2	100	10	2	37,8	18,618
3	100	15	3	25,2	12,412
4	100	20	4	18,9	9,309
5	150	5	2	25,2	12,412
6	150	10	1	18,9	9,309
7	150	15	4	75,6	37,236
8	150	20	3	37,8	18,618
9	200	5	3	18,9	9,309
10	200	10	4	25,2	12,412
11	200	15	1	37,8	18,618
12	200	20	2	75,6	37,236
13	250	5	4	37,8	18,618
14	250	10	3	75,6	37,236
15	250	15	2	18,9	9,309
16	250	20	1	25,2	12,412

3.2.2.2 Akış hidrodinamiği manipüle edilerek gerçekleştirilen deneyler:

Yine aynı sisteme bu sefer CO ve H_2 hatlarına 0-5 volt arası dijital sinyalle çalışan aç-kapa vanalar eklenmiştir. Bu durumda akış kontrolörleri kararlı halde kullanılmış, fakat kontrol aç-kapa vanalar ile gerçekleştirilmiştir. H_2 gazı a mln/dk, ve CO gazı da a mln/dk sisteme kararlı halde beslenmiş, H_2 gazı hattındaki vana b saniye açıkken CO hattındaki vana kapalı, daha sonra eş zamanlı olarak H_2 gazı kapanırken, CO gazı b/2 saniye açık kalarak döngü oluşturulmuştur. Reaksiyon sisteminden bir fotoğraf Şekil 3.10'da , deney şartları ise çizelge 3.4'de verilmiştir.



Şekil 3.10: Reaksiyon sistemi

Çizelge 3.4: Hidrodinamiğin manipüle edildiği deney şartları.

Deney No	T(°C)	P(Bar)	U (ml/dk)	H2-Period (s)	CO-Period (s)
1	100	5	2	18,9	9,45
2	100	10	4	9,45	4,725
3	100	15	6	6,3	3,15
4	100	20	8	4,725	2,3625
5	150	5	4	6,3	3,15
6	150	10	2	4,725	2,3625
7	150	15	8	18,9	9,45
8	150	20	6	9,45	4,725
9	200	5	6	4,725	2,3625
10	200	10	8	6,3	3,15
11	200	15	2	9,45	4,725
12	200	20	4	18,9	9,45

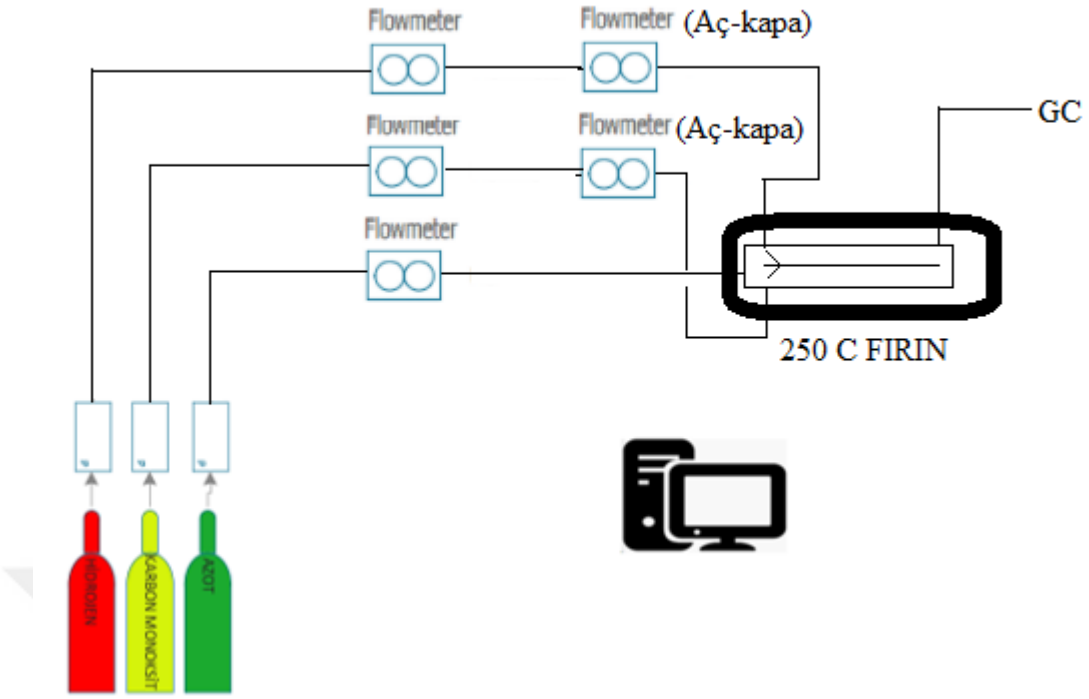
Çizelge 3.5: Deneylerde kullanılan parametreler ve seviyeleri.

Seviye	A (Sıcaklık) (°C)	B (Basınç) (bar)	C (Besleme Hızı) (ml/dk)	D (Süre-H2) (s)
1	100	5	1	18,9
2	150	10	2	25,2
3	200	15	2.2	37,8
4	250	20	2.5	75,6

FT prosesi üzerinde kontrol edilemeyen parametrelerin etkisini gözlemleyebilmek için deneyler farklı zamanlarda olmak üzere iki kez tekrarlanmıştır.

3.2.3 Alternetif besleme kullanılarak yapılan deneyler

Bölüm 3.2.1 ve 3.2.2 ‘de belirtildiği gibi deneyler gerçekleştirilmektedir. CO dönüşümünü hesaplamak için sisteme ek olarak azot (N_2) gazı beslenmiştir. Bu reaktör saf Co ile kaplanmıştır. Yine aynı sisteme bu sefer CO ve H_2 hatlarına aç kapa olarak kulanılabilen 25 mln/dk’lık iki akış kontrolü yerleştirildi. Bu durumda akış kontrolörleri kararlı halde kullanılmış, fakat kontrol aç-kapa akış kontrolörleri ile gerçekleştirilmiştir. H_2 gazı a mln/dk, ve CO gazı da a mln/dk sisteme kararlı halde beslenmiş, H_2 gazı hattındaki vana b saniye açıkken CO hattındaki vana kapalı, daha sonra eş zamanlı olarak H_2 gazı kapanırken, CO gazı b/2 saniye açık kalarak döngü oluşturulmuştur. Reaksiyon sisteminden bir fotoğraf Şekil 3.11’de , deney şartları ise reaktörde kalma sürelerine göre hesaplanmıştır.



Şekil 3.11: Manipülasyonlu reaksiyon deney düzeneği

Çizelge 3.6: Reaktör içinde kalma zamanına bağlı deney koşulları.

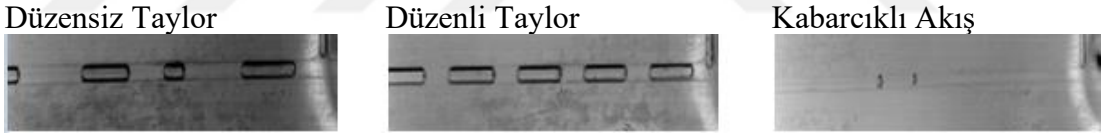
Kalma zamanı	Deney No	T(°C)	P(Bar)	U (mln/dk)	H2-Period (s)	CO-Period (s)
	1	225	20	2,4	kararlı	kararlı
0,0625	2	225	20	4,8	21,59045	10,7952
0,125	3	225	20	4,8	43,1809	21,59045
0,25	4	225	20	4,8	86,3618	43,1809
0,5	5	225	20	4,8	172,7286	86,3618
1	6	225	20	4,8	345,4472	172,7236
1,5	7	225	20	4,8	518,17073	259,0854
2	8	225	20	4,8	690,8943	345,447

4. BULGULAR VE TARTIŞMA

4.1 Taylor Hidrodinamiği

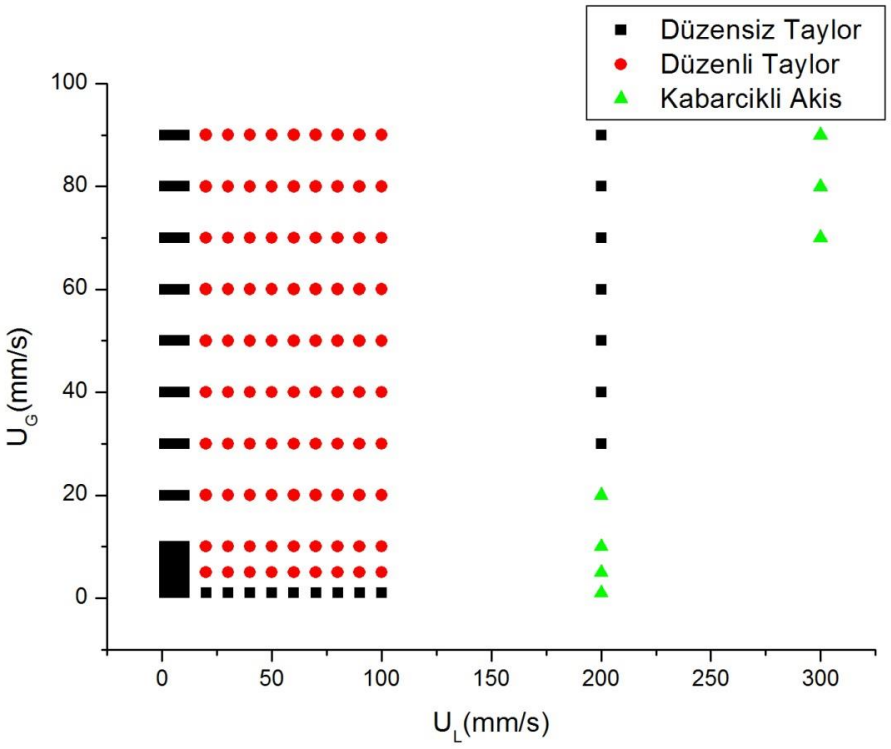
4.1.1. Taylor akışını veren gaz ve sıvı besleme şartlarının belirlenmesi

Deneyler her 3 kanal için ve her gaz için aynı şartlarda gerçekleştirilmiştir. Taylor olan bölgeler tespit edildikten sonra bu hızlarda devam edilmiştir. Sıvı akış hızları 10-200 mm/s arasında 10 dan 100 e 10 ar artılarak ve 100 den 200 e 100 er artırılarak kullanılmıştır. Gaz hızları ise her bir sıvı hızı için : 10,20,30,40,50,60,70 mm/s olmuştur. Fischer Tropsch deneyleri için ilgilendiğimiz akış rejimi düzenli Taylor akışı olarak adlandırılan, gaz kabarcık ve sıvı slug boyutlarının sabit olduğu akış rejimidir. Kabarcık ve slug boyutlarının sabit olmadığı durumlar düzensiz Taylor akışı olarak isimlendirilmiştir. Düzenli ve düzensiz Taylor akışlarına örnek resimler şekil 4.1' de verilmiştir.

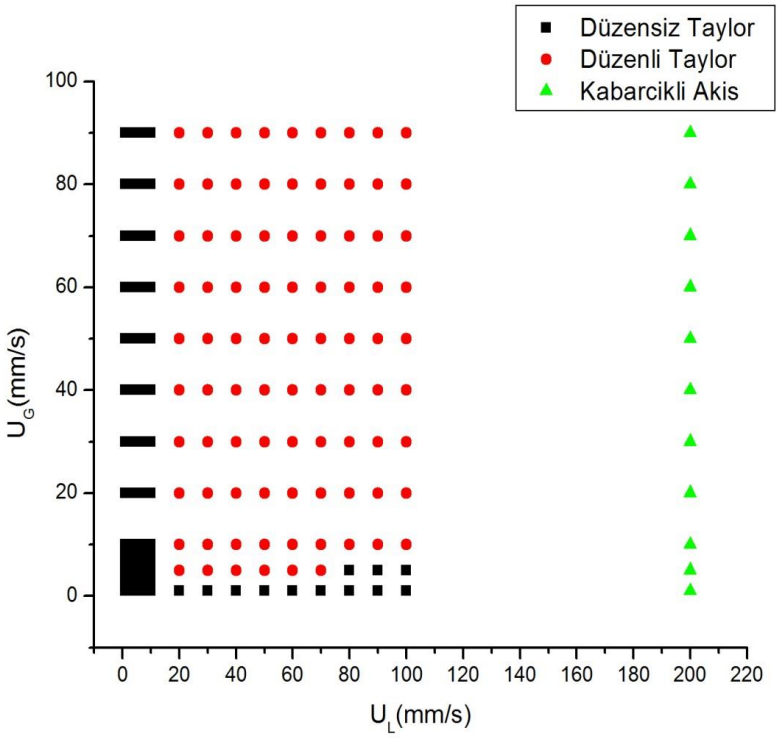


Şekil 4.1: Deneylerde karşılaşılan akış tipleri

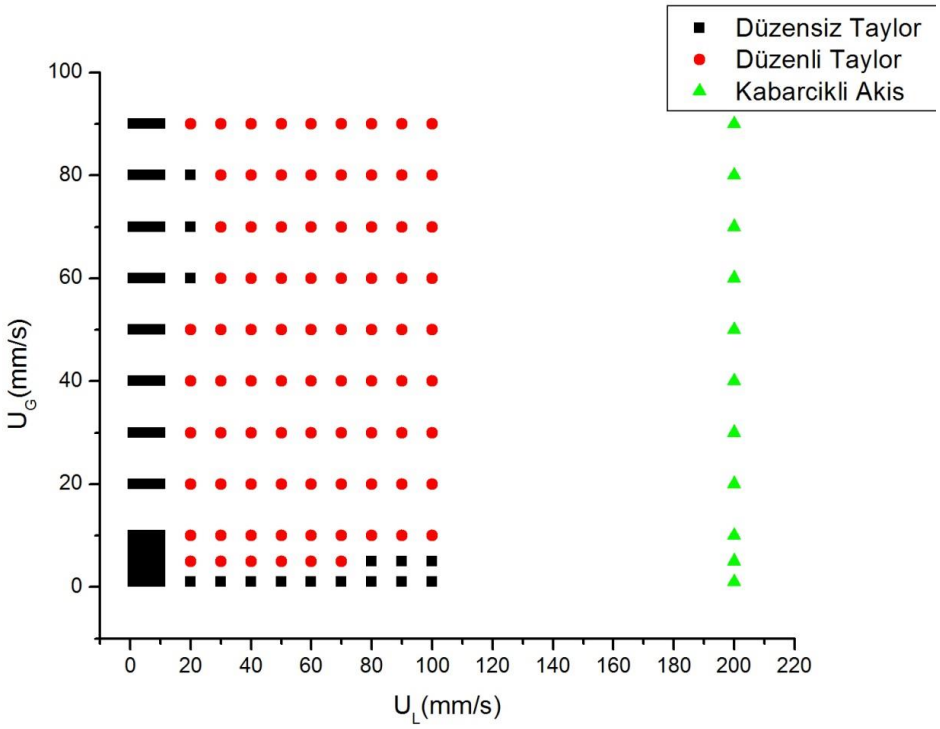
Gerçekleştirilen deneylerde gözlemlenen akış tipleri şekil 4.2 ile şekil 4.7 arasında gösterilmiştir. Buna göre bütün kanallar için, 10 mm/s den düşük gaz hızlarında düzenli Taylor akışı oluşmadığı görülebilir. Bundan sonraki bütün hidrodinamik deneyler şekillerde görülen kırmızı bölgede gerçekleştirilmiştir.



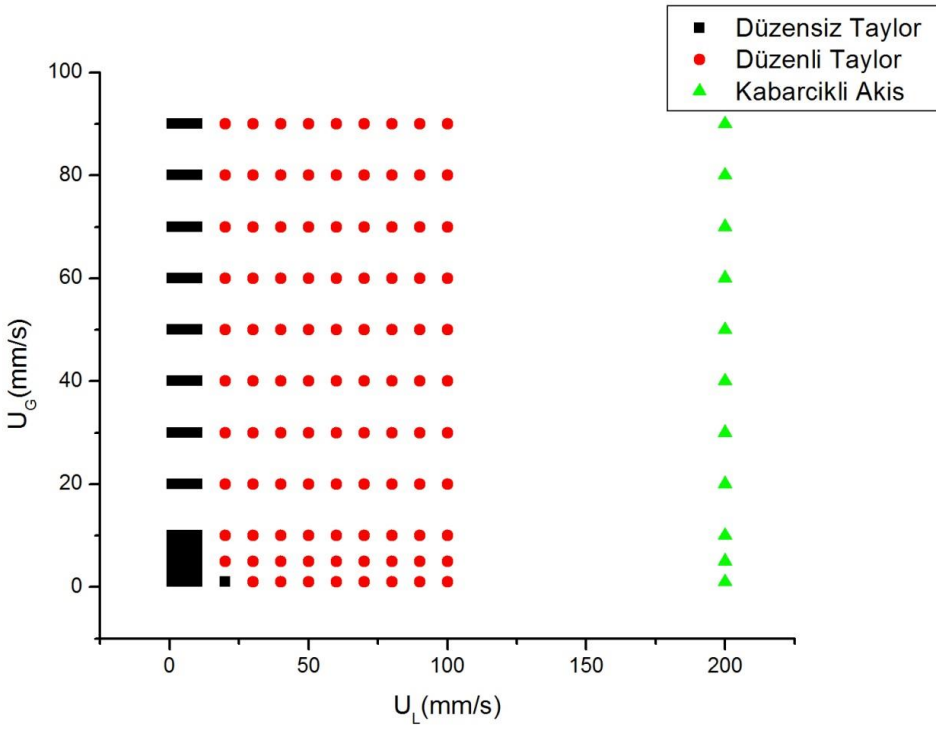
Şekil 4.2: Benzin-H2 sistemi için T- Birleşim kanalında akış rejim haritası



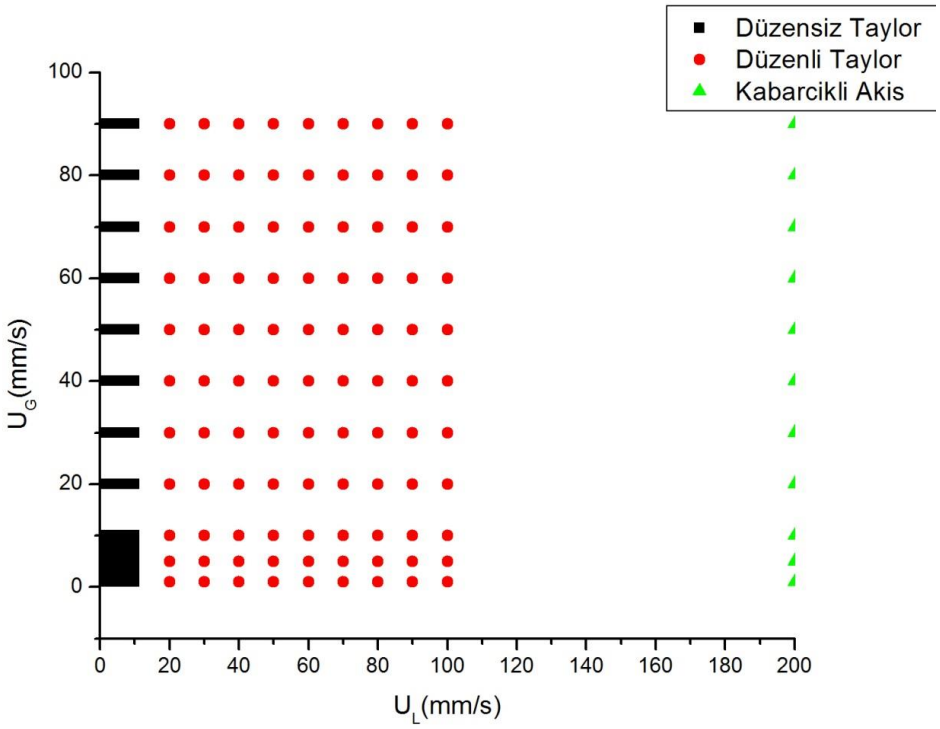
Şekil 4.3: Benzin-H_2 sistemi için L- Birleşim kanalında akış rejim haritası



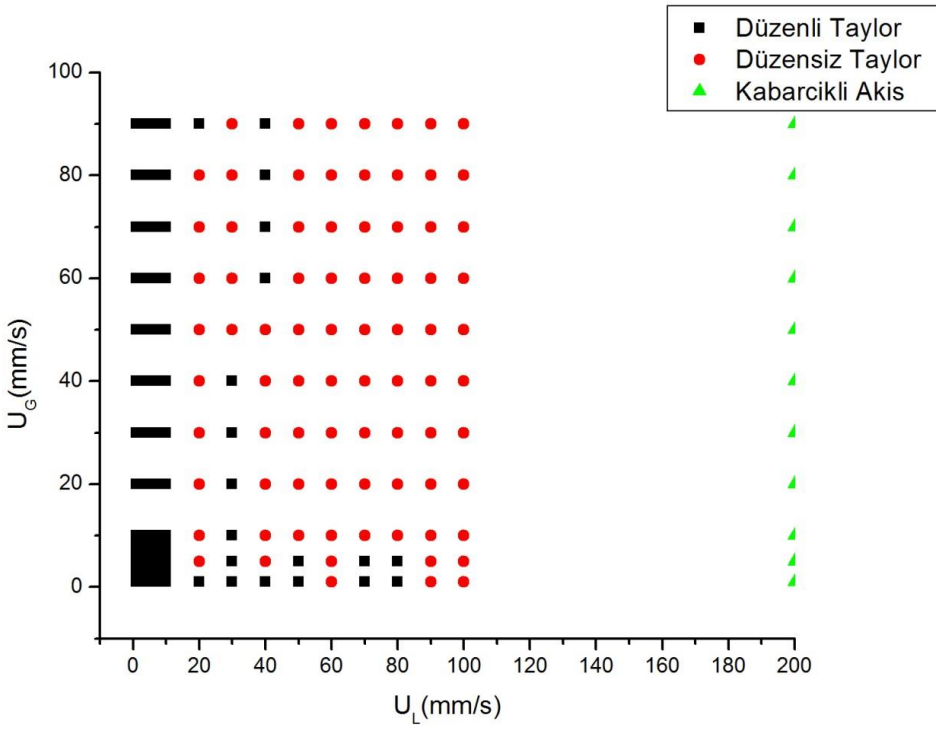
Şekil 4.4: Benzin-H_2 sistemi için Y Birleşim kanalında akış rejim haritası



Şekil 4.5: Benzin-CO sistemi için T- Birleşim kanalında akış rejim haritası



Şekil 4.6: Benzin-CO sistemi için L- Birleşim kanalında akış rejim haritası



Şekil 4.7: Benzin-CO sistemi için Y Birleşim kanalında akış rejim haritası

4.1.2. Kanal hidrodinamiği

L,Y ve T tipi minikanal reaktörlerde, iki fazlı(gaz-sıvı) Taylor akışta farklı gaz ve sıvı

yüzeysel hızlarında oluşan kabarcık ve slugların uzunlukları ölçülmüş ve hızlara karşı ölçülen uzunlukların görüntüleri Ek-A'daki çizelgelerde gösterilmiştir. U_G=1-90 mm/s ve U_L=20-200 mm/s aralığında gönderildiğinde ölçülen uzunluklar yardımıyla sistemlerin Ca, Re, Bo sayıları ile gaz ve sıvı boşluk oranları ε_G ve ε_L (hold-up) hesaplanmış çizelge 4.1'de gösterilmiştir.

Çizelge 4.1: Deneylerde hesaplanan boyutsuz sayı değer aralıkları.

Gaz	Ca Sayısı	Re Sayısı	Bo Sayısı	ε_G
H2	0,002-0,005	40-465	0,3713	0,0049-0,8182
CO	0,002-0,005	40-465	0,3708	0,0049-0,8182

Verilen gaz ve sıvı besleme hızları için kabarcık ve slug boyutları ve hızları, kamera görüntülerinden elde edildi. Bu bölümde verilen sonuçlar sadece ilgi odağımız olan düzenli Taylor akışını veren şartları kapsamaktadır. Deney şartları ve sonuçları Çizelge 4.2-4.7'de verilmiştir. U_L ve U_G sıvı ve gaz besleme hızlarını, L_B, L_S, L_H ise sırasıyla gaz kabarcık boyutu, sıvı slug boyutu ve hücre boyutunu göstermektedir. Ca ise verilen koşullarda hesaplanan kılcallık sayısını göstermektedir. Bütün deneylerde gaz kabarcık ve sıvı slug hızları, toplam akış hızına maksimum %1,42 sapma ile eşit bulunmuştur.

Çizelge 1.2: Y Birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları.

			H_2				CO			
Ca	U_L(mm/s)	U_G(mm/s)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)
0,0027225	100	10	1,89	5,209	7,106		2,08	4,856	6,936	
0,00297		20	2,251	3,729	5,98		2,51	3,888	6,398	
0,0032175		30	2,572	3,375	5,947		2,945	3,483	6,428	
0,003465		40	2,797	2,894	5,691		3,083	3,014	6,097	
0,0037125		50	3,408	2,444	5,8515		3,419	2,646	6,065	
0,00396		60	3,504	2,347	5,851		3,586	2,478	6,064	
0,0042075		70	3,665	2,187	5,852		3,921	2,177	6,098	
0,002475	90	10	2,058	4,726	6,784		2,11	4,822	6,932	
0,0027225		20	2,476	3,601	6,077		2,515	3,784	6,299	
0,00297		30	2,765	3,022	5,787		2,777	3,449	6,226	
0,0032175		40	3,087	2,861	5,948		3,35	2,78	6,13	
0,003465		50	3,344	2,733	6,077		3,782	2,611	6,393	
0,0037125		60	3,729	2,283	6,012		3,981	2,378	6,359	
0,00396		70	3,986	2,155	6,141		4,086	2,143	6,229	
0,0022275	80	10	2,09	4,983	7,073		2,41	4,19	6,6	
0,002475		20	2,701	3,472	6,1732		2,804	3,456	6,26	
0,0027225		30	2,893	3,055	5,948		3,185	3,081	6,266	
0,00297		40	3,28	2,733	6,013		3,65	2,745	6,395	
0,0032175		50	3,761	2,508	6,2692		4,081	2,512	6,593	
0,003465		60	4,051	2,347	6,398		4,25	2,545	6,795	
0,0037125		70	4,244	2,154	6,3983		4,522	2,277	6,799	
0,00198	70	10	2,315	4,341	6,656		2,145	5,592	7,737	
0,0022275		20	2,701	3,311	6,012		2,844	3,182	6,026	
0,002475		30	3,086	2,862	5,948		3,018	3,315	6,333	
0,0027225		40	3,826	2,444	6,2695		3,91	2,683	6,593	
0,00297		50	3,986	2,283	6,269		4,222	2,579	6,801	
0,0032175		60	4,725	2,218	6,944		4,786	2,311	7,097	
0,003465		70	4,758	2,155	6,913		4,851	2,243	7,094	
0,0017325	60	10	2,54	4,051	6,5911		2,574	5,391	7,965	
0,00198		20	2,894	3,183	6,077		3,077	3,482	6,559	
0,0022275		30	3,344	2,701	6,045		3,215	3,181	6,396	
0,002475		40	4,019	2,379	6,3984		3,411	2,678	6,089	
0,0027225		50	4,469	2,186	6,655		3,647	2,712	6,359	
0,00297		60	4,79	2,09	6,8803		4,188	2,21	6,398	
0,0032175		70	5,465	1,962	7,4267		4,357	2,244	6,601	

Çizelge 4.3. Y Birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları-Devam.

			H_2				CO			
Ca	U_L(mm/s)	U_G(mm/s)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)
0,001485	50	10	2,958	3,44	6,398		3,11	3,114	6,224	
0,0017325		20	3,376	2,829	6,205		3,315	3,55	6,865	
0,00198		30	4,051	2,476	6,527		4,085	2,478	6,563	
0,0022275		40	4,533	2,186	6,7192		3,785	2,712	6,497	
0,002475		50	5,273	2,057	7,33		4,222	2,477	6,699	
0,0027225		60	5,433	1,993	7,426		4,624	2,277	6,901	
0,00297		70	6,334	1,8	8,1342		6,129	2,009	8,138	
0,0012375	40	10	3,086	3,569	6,655		3,084	4,487	7,571	
0,001485		20	3,954	2,829	6,783		3,885	3,348	7,233	
0,0017325		30	4,726	2,411	7,1371		4,354	2,846	7,2	
0,00198		40	5,144	2,122	7,266		4,487	2,779	7,266	
0,0022275		50	6,237	1,929	8,1663		5,389	2,31	7,699	
0,002475		60	6,751	1,961	8,7124		5,591	2,176	7,767	
0,0027225		70	7,780	1,736	9,516		6,262	2,11	8,372	
0,00099	30	10	3,858	3,504	7,3622		3,784	3,884	7,668	
0,0012375		20	4,726	3,183	7,909		4,223	3,315	7,538	
0,001485		30	5,755	2,315	8,07		5,157	2,981	8,138	
0,0017325		40	6,944	2,057	9,002		6,157	2,344	8,501	
0,00198		50	7,684	1,929	9,6129		6,496	2,344	8,84	
0,0022275		60	8,905	1,769	10,674		7,8025	2,1095	9,912	
0,002475		70	9,227	1,768	10,995		8,334	2,009	10,343	
0,0033495	20	10	5,369	3,408	8,777		4,789	3,709	8,498	
0,003366		20	7,363	2,411	9,774		5,908	3,0857	8,9937	
0,0033825		30	9,002	2,186	11,188		7,156	2,757	9,913	
0,003399		40	9,341	2,058	11,399		7,976	2,232	10,208	
0,0034155		50	11,44	1,864	13,31		9,915	2,0026	11,918	
0,003432		60	12,02	1,736	13,76		11,554	2,003	13,557	
0,0034485		70	13,66	1,704	15,368		12,797	1,8386	14,636	

Çizelge 4.4: T birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları.

			H_2				CO			
Ca	U_L(mm/s)	U_G(mm/s)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)
0,0027225	100	10								
0,00297		20	2,2	9,937	12,137	120	2,9082	11,766	14,674	85
0,0032175		30	2,727	4,117	6,844	40	3,149	7,522	10,671	60
0,003465		40	3,018	3,582	6,6	40	3,7055	4,8355	8,541	40
0,0037125		50	3,236	3,164	6,4	35	4,558	3,575	8,133	30
0,00396		60	3,583	2,817	6,4	30	5,039	3,057	8,096	30
0,0042075		70	3,323	3,02	6,343	30	5,243	2,982	8,225	25
0,002475	90	10								
0,0027225		20	2,388	6,067	8,455	80	3,1864	7,4106	10,597	60
0,00297		30	2,83	4,251	7,081	46,6667	3,9091	4,8359	8,745	46,6667
0,0032175		40	3,636	2,919	6,555	33,3333	4,242	4,15	8,392	40
0,003465		50	2,995	3,641	6,636	46,6667	4,687	3,668	8,355	33,3333
0,0037125		60	2,948	3,871	6,819	46,6667	5,113	3,187	8,3	33,3333
0,00396		70	4,218	2,412	6,63	33,3333	5,577	2,779	8,356	26,6667
0,0022275	80	10								
0,002475		20	2,64	5,189	7,829	66,6667	3,224	8,504	11,728	80
0,0027225		30	3,043	3,857	6,9	53,3333	3,6684	5,1686	8,837	46,6667
0,00297		40	3,54	3,019	6,559	40	4,317	4,15	8,467	46,6667
0,0032175		50	3,962	2,514	6,476	33,3333	4,947	3,261	8,208	33,3333
0,003465		60	4,049	2,485	6,534	33,3333	5,521	3,019	8,54	33,3333
0,0037125		70	4,366	2,224	6,59	33,3333	5,968	2,724	8,692	33,3333
0,00198	70	10								
0,0022275		20	2,889	4,55	7,439	86,6667	3,5941	5,9659	9,56	66,6667
0,002475		30	3,32	3,337	6,657	53,3333	4,428	4,076	8,504	46,6667
0,0027225		40	3,612	2,99	6,602	46,6667	4,965	3,391	8,356	46,6667
0,00297		50	3,42	3,208	6,628	46,6667	5,447	3,094	8,541	40
0,0032175		60	4,348	2,282	6,63	40	6,244	2,612	8,856	33,3333
0,003465		70	4,882	2,139	7,021	33,3333	6,484	2,631	9,115	33,3333
0,0017325	60	10								
0,00198		20	3,397	3,554	6,951	60	3,6313	6,5217	10,153	86,6667
0,0022275		30	3,36	3,614	6,974	60	4,1867	4,6873	8,874	60
0,002475		40	4,42	2,441	6,861	46,6667	4,669	3,872	8,541	60
0,0027225		50	4,367	2,513	6,88	46,6667	5,725	2,945	8,67	40
0,00297		60	4,074	2,644	6,718	46,6667	6,206	2,742	8,948	40
0,0032175		70	5,052	2,11	7,162	40	6,132	2,687	8,819	40

Çizelge 4.5: T birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları-Devam.

			H_2				CO			
Ca	U_L(mm/s)	U_G(mm/s)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)
0,001485	50	10								
0,0017325		20	3,106	4,464	7,57	93,3333	4,2607	4,8353	9,096	80
0,00198		30	4,09	3,077	7,167	66,6667	5,521	3,761	9,282	60
0,0022275		40	4,422	2,904	7,326	60	6,281	2,983	9,264	53,3333
0,002475		50	5,32	2,109	7,429	53,3333	7,708	2,445	10,153	40
0,0027225		60	6,038	1,936	7,974	46,6667	7,8	2,519	10,319	40
0,00297		70	6,572	1,951	8,523	46,6667	8,911	2,39	11,301	40
0,0012375	40	10	2,886	6,27	9,156	230	4,317	7,447	11,764	120
0,001485		20	3,855	3,988	7,843	100	4,8359	5,6371	10,473	120
0,0017325		30	5,061	2,832	7,893	80	6,762	3,02	9,782	60
0,00198		40	5,595	2,398	7,993	70	7,985	2,668	10,653	50
0,0022275		50	6,188	2,008	8,196	60	8,578	2,705	11,283	60
0,002475		60	7,17	1,98	9,15	60	9,838	2,334	12,172	50
0,0027225		70	7,574	1,921	9,495	60	11,931	2,263	14,194	50
0,00099	30	10	2,73	6,657	9,387	210	4,798	7,133	11,931	140
0,0012375		20	4,67	3,929	8,599	150	6,836	4,391	11,227	100
0,001485		30	6,127	2,745	8,872	100	8,43	3,427	11,857	80
0,0017325		40	8,076	2,427	10,503	90	10,116	2,945	13,061	80
0,00198		50	8,316	2,138	10,454	80	12,098	2,576	14,674	80
0,0022275		60	11,02	1,892	12,914	80	11,487	2,295	13,782	60
0,002475		70	11,12	1,632	12,754	70	14,465	2,1	16,565	70
0,0033495	20	10	3,529	6,847	10,376	330	7,078	5,41	12,488	210
0,003366		20	4,653	4,609	9,262	260	8,9109	4,595	13,506	150
0,0033825		30	9,044	2,803	11,847	140	12,746	3,171	15,917	120
0,003399		40	12,96	2,326	15,295	130	18,06	2,58	20,64	100
0,0034155		50	14,33	1,98	16,312	130	17,285	2,58	19,865	120
0,003432		60	14,94	1,892	16,84	110	19,061	2,41	21,471	110
0,0034485		70	16,20	1,792	17,998	110	20,881	1,94	22,821	100

Çizelge 4.6: L birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları.

			H_2				CO			
Ca	U_L(mm/s)	U_G(mm/s)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)
0,0027225	100	10	1,748	3,198	4,946	30	1,668	3,448	5,116	26,6667
0,00297		20	1,991	2,529	4,52	25	1,878	2,881	4,759	20
0,0032175		30	2,17	2,121	4,291	20	2,056	2,428	4,484	20
0,003465		40	2,333	1,681	4,014	15	2,186	1,91	4,096	13,3333
0,0037125		50	2,546	1,419	3,965	15	2,348	1,667	4,015	13,3333
0,00396		60	2,708	1,24	3,948	15	2,574	1,489	4,063	13,3333
0,0042075		70	2,839	1,142	3,981	15	2,639	1,457	4,096	13,3333
0,002475	90	10	1,815	3,198	5,013	33,3333	1,749	3,4	5,149	33,3333
0,0027225		20	2,058	2,48	4,538	26,6667	2,04	2,672	4,712	26,6667
0,00297		30	2,382	2,056	4,438	20	2,331	2,04	4,371	20
0,0032175		40	2,594	1,697	4,291	20	2,364	2,007	4,371	20
0,003465		50	2,725	1,452	4,177	20	2,607	1,619	4,226	13,3333
0,0037125		60	2,905	1,289	4,194	13,3333	2,817	1,473	4,29	13,3333
0,00396		70	2,986	1,175	4,161	13,3333	3,028	1,343	4,371	13,3333
0,0022275	80	10	1,941	3,051	4,992	33,3333	1,83	3,464	5,294	40
0,002475		20	2,254	2,447	4,701	26,6667	2,218	2,509	4,727	26,6667
0,0027225		30	2,529	2,056	4,585	26,6667	2,542	2,121	4,663	26,6667
0,00297		40	2,761	1,713	4,474	20	2,752	1,797	4,549	20
0,0032175		50	3,019	1,387	4,406	20	2,801	1,716	4,517	20
0,003465		60	3,149	1,322	4,471	20	3,125	1,457	4,582	13,3333
0,0037125		70	3,443	1,125	4,568	13,3333	3,125	1,457	4,582	13,3333
0,00198	70	10	2,024	3,132	5,156	40	2,008	3,238	5,246	40
0,0022275		20	2,447	2,8	5,247	33,3333	2,428	2,396	4,824	26,6667
0,002475		30	2,692	1,991	4,683	26,6667	2,849	1,943	4,792	26,6667
0,0027225		40	3,07	1,664	4,734	26,6667	2,963	1,894	4,857	26,6667
0,00297		50	3,263	1,452	4,715	20	3,238	1,587	4,825	20
0,0032175		60	3,557	1,159	4,716	20	3,416	1,554	4,97	20
0,003465		70	3,72	1,142	4,862	20	3,692	1,376	5,068	20
0,0017325	60	10	2,366	2,937	5,303	46,6667	2,364	2,817	5,181	40
0,00198		20	2,692	2,268	4,96	33,3333	2,655	2,283	4,938	33,3333
0,0022275		30	3,07	1,876	4,946	33,3333	2,817	2,218	5,035	33,3333
0,002475		40	3,329	1,632	4,961	26,6667	3,287	2,072	5,359	26,6667
0,0027225		50	3,688	1,387	5,075	26,6667	3,692	1,521	5,213	20
0,00297		60	3,949	1,24	5,189	20	3,918	1,441	5,359	20
0,0032175		70	4,226	1,109	5,335	20	4,226	1,246	5,472	20

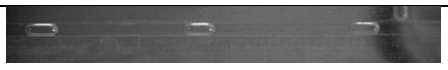
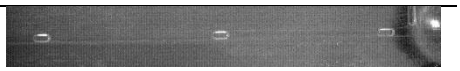
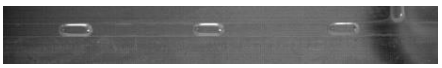
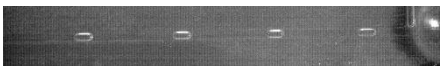
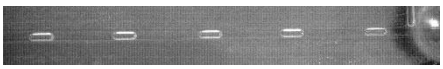
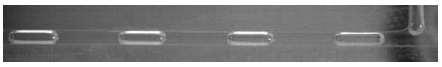
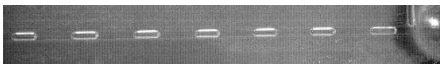
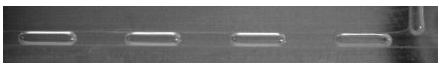
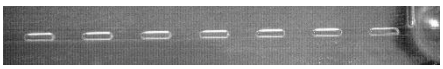
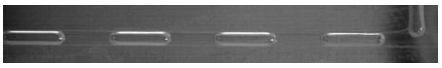
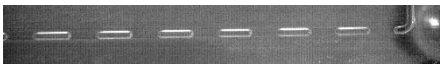
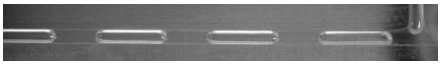
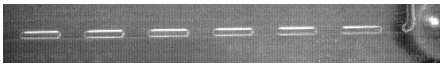
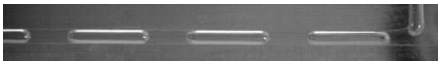
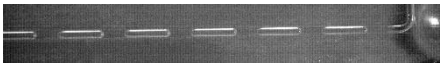
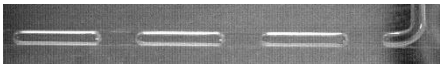
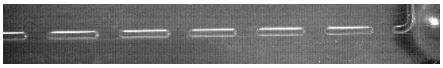
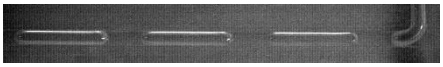
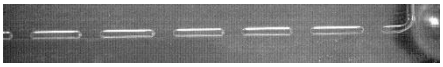
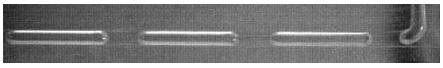
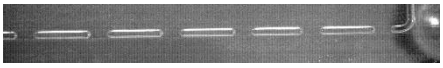
Çizelge 4.7: L birleşim kanalında elde edilen kabarcık ve sıvı slug boyutları-Devam.

			H_2				CO			
Ca	U_L(mm/s)	U_G(mm/s)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)	L_B(mm)	L_S(mm)	L_H(mm)	Kabarcık oluşma hızı (ms)
0,001485	50	10	2,79	2,823	5,613	53,3333	2,639	2,7842	5,4232	53,3333
0,0017325		20	2,991	2,137	5,128	40	2,995	2,218	5,213	40
0,00198		30	2,888	1,827	4,715	33,3333	3,335	1,976	5,311	33,3333
0,0022275		40	3,866	1,811	5,677	33,3333	3,837	1,7325	5,5695	33,3333
0,002475		50	4,209	1,355	5,564	26,6667	4,08	1,5862	5,6662	33,3333
0,0027225		60	4,568	1,159	5,727	26,6667	4,371	1,441	5,812	26,6667
0,00297		70	4,846	1,06	5,906	26,6667	4,484	1,36	5,844	26,6667
0,0012375	40	10	3,165	2,415	5,58	60	3,254	2,8174	6,0714	60
0,001485		20	3,704	1,942	5,646	50	3,48	2,04	5,52	50
0,0017325		30	3,997	1,73	5,727	40	3,675	2,007	5,682	40
0,00198		40	4,442	1,452	5,894	40	4,3708	1,7642	6,135	40
0,0022275		50	5,11	1,256	6,366	30	4,873	1,4413	6,3143	30
0,002475		60	5,418	1,076	6,494	30	5,181	1,376	6,557	40
0,0027225		70	5,743	0,979	6,722	30	5,408	1,2625	6,6705	30
0,00099	30	10	3,52	2,252	5,772	70	3,286	2,494	5,78	80
0,0012375		20	4,683	1,779	6,462	60	3,885	2,3152	6,2002	80
0,001485		30	5,075	1,566	6,641	50	4,8572	1,9428	6,8	60
0,0017325		40	5,907	1,338	7,245	50	5,23	1,8614	7,0914	60
0,00198		50	6,233	1,24	7,473	50	5,65	1,522	7,172	50
0,0022275		60	6,853	1,044	7,8971	40	6,2	1,3439	7,5439	50
0,002475		70	6,82	1,077	7,897	40	6,767	1,2305	7,9975	50
0,0033495	20	10	4,242	2,317	6,559	100	3,611	2,201	5,812	80
0,003366		20	5,368	1,876	7,244	90	5,132	1,959	7,091	80
0,0033825		30	6,832	1,436	8,268	70	5,57	1,7319	7,3019	90
0,003399		40	6,596	1,567	8,163	80	7,091	1,538	8,629	70
0,0034155		50	9,022	1,109	10,132	60	7,074	1,49	8,564	80
0,003432		60	9,611	1,109	10,72	60	8,144	1,473	9,617	70
0,0034485		70	10,14	0,93	11,079	60	9,649	1,279	10,928	70

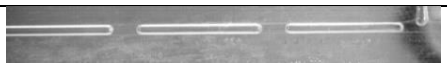
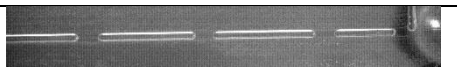
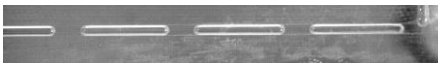
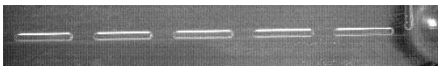
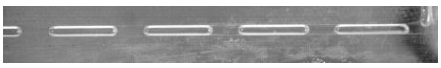
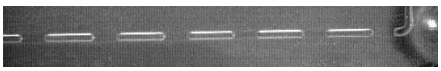
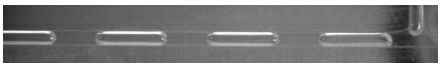
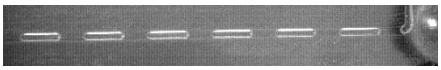
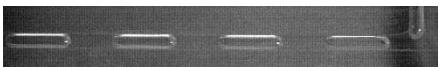
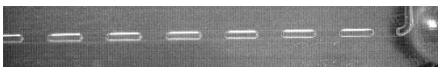
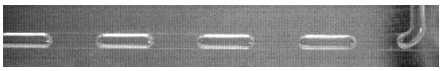
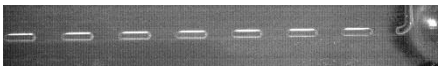
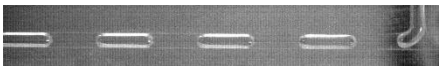
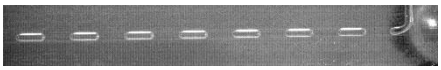
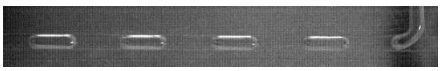
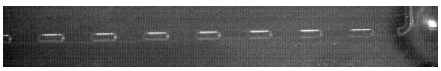
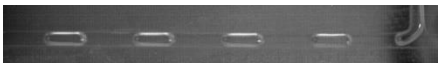
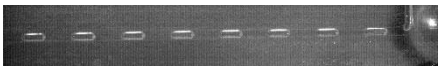
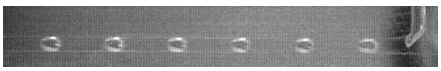
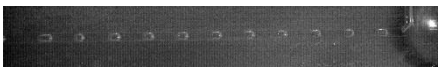
Kabarcık ve slug uzunluklarının belirlenmesinde gaz ve sıvı yüzeysel hızları oldukça büyük bir etkiye sahiptir. H_2 ve CO gazları ile 95 oktan benzin sıvısı ile oluşturulan sistemde hızlara göre kabarcık ve slug uzunluklarının fotoğrafları çizelge 4.8 ve çizelge 4.9'a örneklendirilmiştir. Her deneyin fotoğrafları ise EK-A' da verilmiştir. Bu deneylere bağlı olarak yapılan slug ve kabarcık uzunlukları grafikleri EK-D ve EK-E'de verilmiştir.

Minikanallarda, Taylor akışı ile oluşturulan sistemlerde, elde edilen deney bulgularına göre sabit sıvı hızında gaz hızının artmasına bağlı olarak slug uzunluğunun azalıp kabarcık uzunluğunun arttığı, sabit gaz hızında ise sıvı hızının artmasıyla slug uzunluğunun artıp kabarcık uzunluğunun azaldığı açıkça gözlenmiştir.

Çizelge 4.8: Sabit $\mathbf{U_L}$'de(50mm/s) $\mathbf{U_G}$'ye göre kabarcık ve slug uzunlukları (L-Tipi).

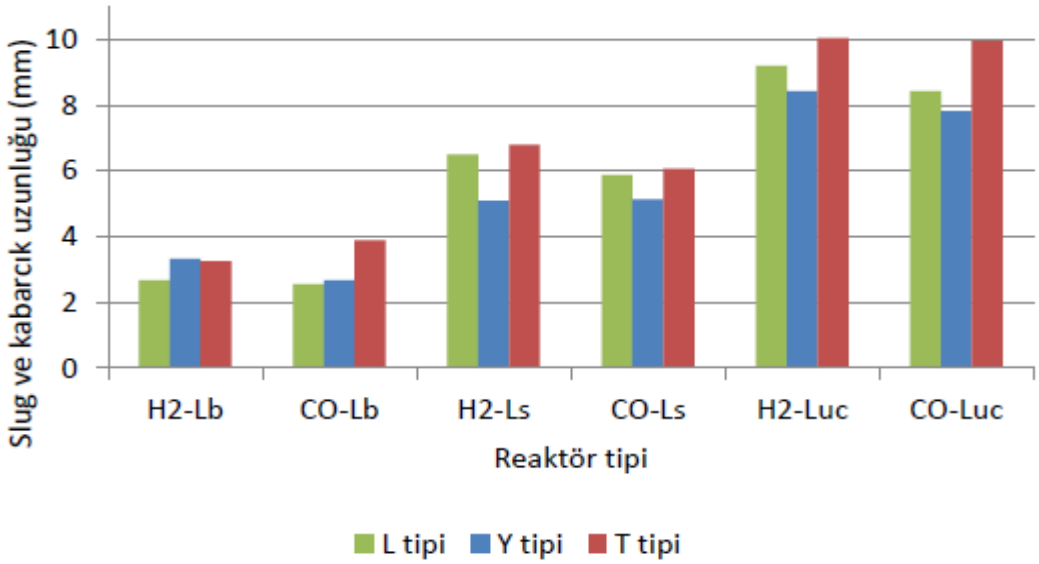
$\mathbf{U_G}$ (mm/s)	H_2	CO
1		
5		
10		
20		
30		
40		
50		
60		
70		
80		
90		

Çizelge 4.9: Sabit $\mathbf{U_G}$'de(50mm/s) $\mathbf{U_L}$'ye göre kabarcık ve slug uzunlukları.

$\mathbf{U_L}$ (mm/s)	H_2	CO
20		
30		
40		
50		
60		
70		
80		
90		
100		
200		

4.1.3 Reaktör tipinin etkisi:

Slug ve kabarcık uzunluklarının giriş geometrisine bağlı olduğu çizelge 4.2 ve çizelge 4.7 'ya bakarak söylenebilir. Reaktör girişindeki etkileşim ne kadar iyi olursa slug uzunluğu da o kadar kısa olur. Bu durum daha verimli bir akışın oluşturulmasına olanak sağlar. Yapılan bu çalışmada, L,Y,T tiplerindeki mini kanallarda farklı gaz ve sıvı besleme hızlarında deneyler yapılmış ve taylor oluşan hızlardaki sıvı slug ve gaz kabarcığının uzunlukları incelenmiştir. Üç farklı giriş koşulunda farklı gazlarla oluşturulmuş sistemlerde oluşan kabarcık, slug ve buna göre birim hücrelerin uzunluklarının reaktör tipiyle değişimi Şekil 4.8'de verilmiştir.



Şekil 4.8: Reaktör tipine göre $\mathbf{L_B}$, $\mathbf{L_S}$ ve $\mathbf{L_{UC}}$'nin karşılaştırılması

Taylor akışında her birim hücre kendi içinde ayrı reaktör davranışı sergiler. Bu yüzden kanal boyunca birim hücre sayısı arttıkça iyi bir akış sistemi elde edildiği söylenebilir. Bu da birim hücrelerin küçük olması gerektiği anlamına gelir. Yapılan deneyler sonucunda eş beşleme hızlarında reaktör tipine göre birim hücre uzunluklarında farklılıklar gözlenmiştir. L tipi reaktörde diğerlerinden daha kısa birim hücreler oluşmuştur ve en uygun reaktör tipi olarak belirtilebilir.

4.1.4 Gaz türünün etkisi:

CO-olefin(95 oktan benzin) ve H_2-olefin(95 oktan benzin) iki fazlı akış sistemi olan gaz-sıvı Taylor akışında aynı tipteki knallarda sıvı slug ve gaz kabarcık uzunluklarının birbirinden farklı değerlerde olduğu görülmüştür. Buna bağlı olarak sıvı slug ve gaz kabarcığının uzunluğunda kullanılan gazın etkinliği deneysel parametrelerle beraber teorik hesaplamalarda da hesaba katılarak incelenmiştir.

4.1.5 Modelleme Çalışmaları

Deneyler sonucunda yapılan regresyon çalışmalarında MATLAB R2016b (Mathworks, Inc, USA) yazılımı kullanılmıştır. Çok değişkenli lineer olmayan regresyon amacı ile oluşturulan "nlinfit" fonksiyonu kullanılmıştır. Levenberg-Marquardt lineer olmayan en düşük kareler yöntemi ile çalışan bu fonksiyonda oluşturulan belirli bir model denklemine hedef değerlerin başlangıç değerleri verilerek iterasyon ile en uygun sonuca ulaşılır. Başlangıç değerleri model denkleme uygun olarak seçilmiştir. Bu fonksiyon ile yapılan çeşitli kinetik incelemeler mevcuttur [122-

124]. Örneğin Mandapati ve ark. bu fonksiyonu kömürün gasifikasyon kinetiğini modellemek için kullanmıştır [125]. Bir modelin belirli bir data grubuna uygunluğunu determinasyon katsayısı (R^2) ile kolayca ifade edilir. 0 ile 1 arasında değişsen bu değer aşağıdaki gibi tanımlanır. Bu değer açıklanabilen varyasyonun toplam varyasyona oranıdır. Dubey ve ark. *nlinfit* ile yapılan regresyonların daha anlaşılır olması için deneysel değerler ve varsayılan değerlerden en küçük kareler yönteminde determinasyon katsayısı hesaplanarak hesaplanmıştır [126]. Bu metot uygun bir değer olan 0.05 güven aralığını ile çalışır [127]. Bu güven aralığı bilimsel olarak uygundur [128]. Bu yöntem ile bulunan parametreler önemli hidrodinamik özelliklerden olan slug ve kabarcık uzunluğu hesaplamalarında yeni bir model oluşturmak için kullanılmıştır.

$$R^2 = 1\frac{\sum(y_{exp}-y_{model})^2}{\sum(y_{exp}-\dot{y}_{model})^2} \quad (4.1)$$

y_{exp} = Deneysel değerler, y_{model} = model değerleri, $\dot{y}_{model}$ = model değerlerinin ortalaması

4.1.5.1 Parametre seçimi

Çizelge 4.10: Literarürde var olan modeller.

Ref	Model	
Laboire ve ark. [48]	$\frac{L_s}{d_h} = x_1 \frac{Re_G^{x_2}}{E\ddot{o}^{x_3}}$ $\frac{L_b}{d_h} = x_1 \frac{Re_v^{x_2}}{E\ddot{o}^{x_3}}$	(4.2)
Kreutzer,[49]	$\frac{L_s}{d_h} = \frac{\beta_L}{x_1 - x_2\beta_L^{x_3}\ln\beta_L}$	(4.3)
Liu ve ark., [50]	$L_s = \left(\frac{U_{TP}}{x_1 Re_G^{x_2} Re_L^{x_3}}\right)^2$	(4.4)
Qian ve ark.,[51]	$L_s/d_h = x_1\varepsilon_G^{x_2}(1-\varepsilon_G)^{x_3}Re_v^{x_4}Ca^{x_5}$	(4.5)
	$L_B/d_h = x_1\varepsilon_G^{x_2}(1-\varepsilon_G)^{x_3}Re_v^{x_4}Ca^{x_5}$	(4.6)
Shao ve ark., [52]	$\frac{L_s}{d_h} = \left(1 + x_1\frac{u_G}{u_L}\right)^{x_2}\left(\frac{1-\varepsilon_G}{\varepsilon_G}\right)^{x_3}$	(4.7)
	$\frac{L_b}{d_h} = \left(1 + x_1\frac{u_G}{u_L}\right)$	(4.8)

Çizelge 4.11: Model belirleme için kullanılan parametreler.

	Bubble Length	Slug Length
$\varepsilon_G = \frac{(L_B - 1/3d_h)}{(L_B + L_s)}$	√	√
$\varepsilon_L = (1 - \varepsilon_G)$	√	√
$\beta_L = \frac{U_G}{U_{TP}}$	√	√
$Re_G = \frac{\rho_L U_G d_c}{\mu_G}$	√	√
$Re_L = \frac{\rho_L U_L d_c}{\mu_L}$	√	√
$Re_v = \frac{\rho_L U_{TP} d_h}{\mu_L}$	√	-
$Eö = \frac{(\rho_L - \rho_G) d_h^2 g}{\sigma}$	-	-
$Ca = \frac{\mu_B U_{TP} d_h}{\sigma_B}$	√	-

Literatürde Çizelge 2.1' de verilen denklemler kabarcık ve slug uzunluklarını tahmin etmekte kullanılır. Bu denklemelere dayananrak çizelge 4.11'de verilen parametreler yapılan modelleme çalışmasında incelenmiştir. Birinci terim gaz tutma, belirli bir zamanda kanalda tutulan gaz miktarı, gaz ve sıvı arasındaki temasın ne kadar yoğun olduğunu belirleyen temel değişkenlerden biridir. Taylor akış hidrodinamiği için gaz tutmanın önemi birçok çalışmada belirtilmiştir. Gaz tutma terimi ilk kez 2006'da tarafından kabarcık ve slug uzunlukları korelasyonlarına eklendi [51]. Bu terim, dinamik tutma terimine eşit olan homojen yaklaşım olarak tanımlanır ($\varepsilon_G = \beta_G = U_G / U_{TP}$) [51]. Haase ve Bauer, çizelge 21'de gösterildiği gibi film kalınlığını göz ardı ederek yarı küresel başlıklı kabarcıklar için gaz tutmayı tanımlar [129]. Bu nedenle, bu çalışmada da ε_G, (1- ε_G) ve β_L terimleri incelenmiştir. Beklendiği gibi, tüm terimlerin kabarcık ve sıvı slug uzunluklarının modellenmesinde aktif olduğu görülmektedir.

Re sayısı, literatür modellerinde en yaygın kullanılan terimdir ve akış rejimlerini gösterir. Taylor akışı için üç tip Re sayısı tanımlanabilir: kabarcık fazı(Re_G), slug fazı(Re_L) ve birim hücre(Re_v). Bizim sistemimizde ki etkilerini açıklığa kavuşturmak için hepsi kullanılmıştır. Böylece, hem kabarcık hem de sıvı slug Re sayılarının sıvı slug ve kabarcık uzunluklarını modellemek için etkin olduğu elde edilir. Birim hücre Re sayısı için, yalnızca kabarcık uzunluklarında etkilidir. Bu terim Qian vd.,için daha önce kullanılmıştır [51]. Re_v numarası, sıvı slug viskozitesi, yoğunluğu ve birim hücre

hızını içerir. Birim hücre hızı da β_L terimi ile sunulur. Dolayısıyla sıvı slug özellikleri (viskozite ve yoğunluk) engellenebilir kabarcık uzunluklarında etkilidir.

Yerçekimi kuvvetlerine arayüzey kuvvetlerinin alakasız olduğunu gösteren Eö numarası ile gösterilir. Bu terim yalnızca Laboire ve diğerleri, tarafından dikey kanalda kullanılmıştır [48]. Dolayısıyla, fark kanalın dönmesinden kaynaklanıyor olabilir.

Ca sayısı, Qian vd.,tarafından kullanılan başka bir terimdir. Sayının çok küçük olması nedeniyle, terimi araştırmak matematiksel bir numara haline getirilmiştir [51]. Yani Ca, 100 ile çarpılarak denklemde kullanılır. Müdahale edilen kabarcık yüzey gerilimi kabarcık uzunluklarında etkilidir. Bunun tersine, Qian ve diğerleri, tarafından kabarcık yüzey geriliminin sıvı slug uzunlukları ile ilişkili olduğu sonucuna varılmıştır [51]. Ek olarak, Laboire ve diğerleri, tarafından yüzey geriliminin kabarcık ve sıvı slug uzunluğu üzerinde herhangi bir etkisinin olmadığı sonucuna varılmıştır [48].

Eleme işlemi sonrasında önerilen denklem aşağıda verilmektedir. Gaz tutma, dinamik gaz tutma ve gaz ve sıvı Re sayıları hem kabarcık hem de sıvı slug uzunluklarında etkilidir. Kabarcık uzunlukları sıvı slugtan daha karmaşıktır, ayrıca Ca sayısı ve birim hücre sayısını(Re_v) içerir.

$$L_s/d_h = x_1 \varepsilon_G^{x_2} (1-\varepsilon_G)^{x_3} Re_G^{x_4}\ Re_L^{x_5} {\beta_L}^{x_5} \tag{4.9}$$

$$L_b/d_h = x_1 \varepsilon_G^{x_2} (1-\varepsilon_G)^{x_3} (100Ca)^{x_4} Re_G^{x_5}\ Re_L^{x_6} Re_v^{x_7}\ {\beta_L}^{x_8} \tag{4.10}$$

4.1.5.2 Modelin regresyonu

Modelin regresyonu, çizelge 4.10 ve çizelge 4.11'deki gibi çeşitli sınıflandırmalara göre uygulanır. 3 tip reaktör regresyonu dahil olmak üzere tüm gaz giriş verileri sınıflandırılmıştır. Bu, reaktörün karıştırılmasının daha önce birkaç araştırmada belirtildiği gibi çok etkili olduğu anlamına gelir [130]. Regresyon yapıldığında bir tür gaz ve reaktör belirleme sabiti çok az artar. Dolayısıyla bu model reaktör tipine kadar hem H_2 hem de CO gazını temsil etmek için yeterlidir. Şekil 4.9'da deneysel verileri ve regresyon verilerini göstermektedir.

Çizelge 4.12: Model denkleminin sıvı slug uzunluğu regresyonu.

	x_1	x_2	x_3	x_4	x_5	x_6	R^2
Tüm tipler	5,0744	-1,2645	0,0459	0,4306	-0,3269	0,3162	0, 92198
L	70,7107	0,1818	0,8244	1,3356	-1,2167	-1,2113	0,96433
T	0,1053	-1,1819	-1,2987	-0,638	1,0019	1,4786	0,96557
Y	3,7215	-0,8578	0,0097	0,2786	-0,2679	0,0394	0,98015
H2	18,5002	-1,1032	0,5624	0,741	-0,7967	-0,3014	0,92571
CO	7,0441	-1,1953	0,0949	0,5735	-0,3722	0,2636	0,93259
L-H2	36,7587	-0,1809	0,6187	1,1159	-1,0539	-0,8678	0,97617
L-CO	263,524	0,6166	1,2223	1,7775	-1,5749	-1,7742	0,95684
T-H2	1,1604	-1,2007	-0,4406	0,0372	0,2694	0,9087	0,98478
T-CO	2,9213	-0,9089	-0,0984	0,084	-0,1791	-0,0391	0,99542
Y-H2	3,8552	-0,8597	0,0616	0,2575	-0,3155	-0,0449	0,98709
Y-CO	1,2297	-0,9491	-0,3634	-0,0473	0,1083	0,4706	0,98378

Çizelge 4.13: Model denkleminin kabarcık uzunluğu regresyonu.

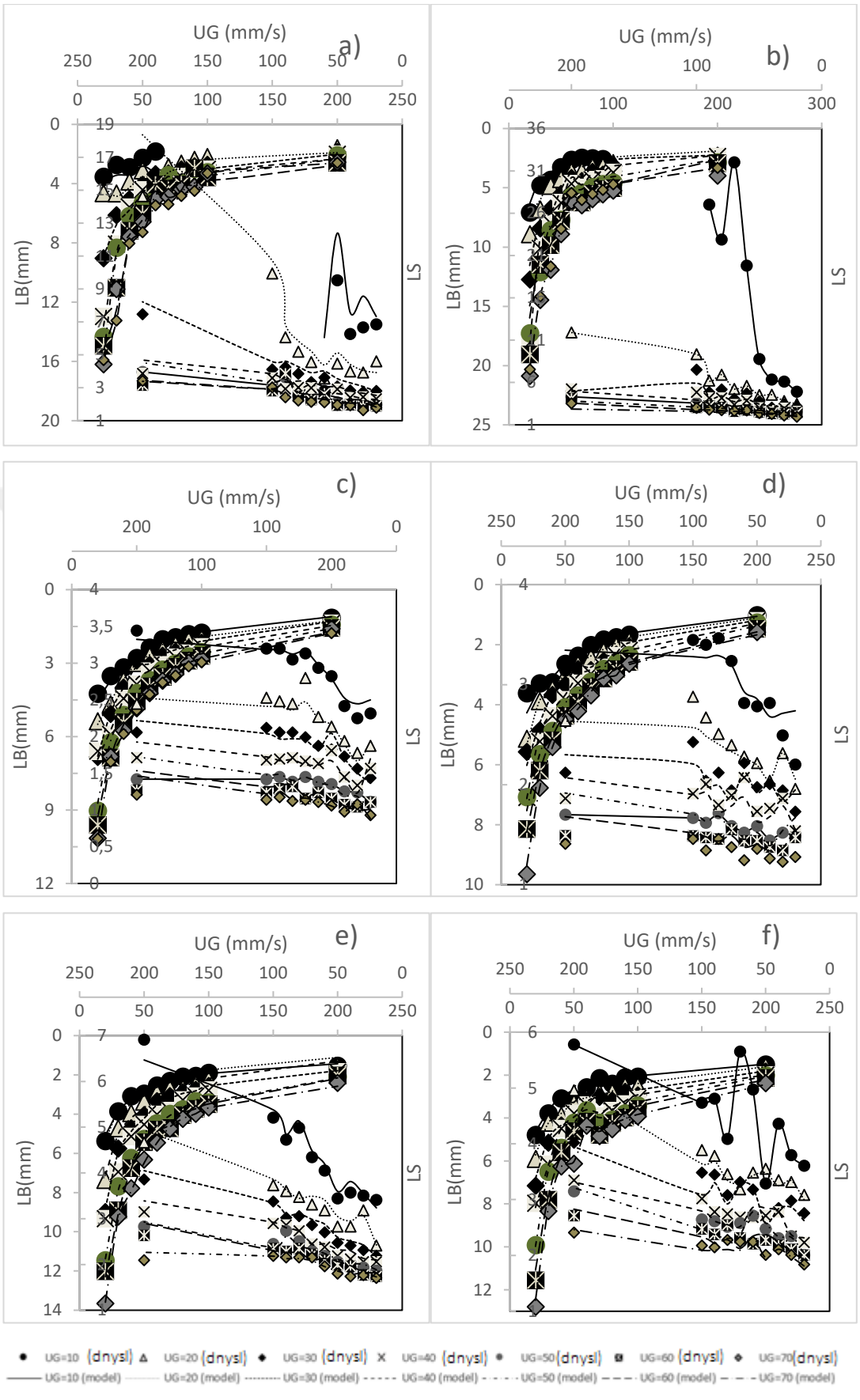
	x_1	x_2	x_3	x_4	x_5	x_6	x_7	x_8	R^2
Tüm tipler	2,0025	-0,4126	-0,4136	-0,1201	-0,0321	-0,8449	0,8495	0,3133	0,8659
L	7,9212	0,6221	-0,1331	-0,3711	-0,6878	-0,2316	-0,0455	0,8927	0,99458
T	0,5608	-0,1656	-0,6266	0,5057	0,8231	-1,4604	0,8436	-0,944	0,96898
Y	3,0304	0,1676	-0,549	-0,2022	-0,2409	-0,7262	0,5749	0,7922	0,99617
H2	16,1787	-0,0091	-0,2708	-0,9063	-1,2268	0,0467	0,4327	2,1305	0,91427
CO	0,5016	-0,5835	-0,5344	0,4784	0,7966	-1,5129	1,0821	-0,9825	0,88801
L-H2	4,0417	0,3109	-0,3404	-0,2848	-0,4545	-0,4673	0,2813	0,7656	0,99712
L-CO	11,286	0,873	0,0018	-0,2982	-0,7368	-0,1543	-0,2923	0,7702	0,9939
T-H2	1,8602	-0,1633	-0,361	0,0673	0,1212	-0,99	0,6478	-0,0219	0,99222
T-CO	2,7151	0,061	-0,6202	-0,2267	-0,1607	-0,8124	0,6142	0,7453	0,99367
Y-H2	2,723	0,0391	-0,5271	-0,1536	-0,1859	-0,7807	0,6294	0,6568	0,99801
Y-CO	1,4419	-0,0217	-0,5996	0,1054	0,167	-1,1246	0,7147	0,1247	0,99633

Çizelge 4.14: Literatürde var olan model denklemlerin kabarcık uzunluğu regresyonu.

		x_1	x_2	x_3	x_4	x_5
Laborie ve ark., 1999[48]	*Ref*	0,0878	0,63	1,26	-	-
	L	2,5783	-0,6803	0,1929	-	-
	Y	-	-	-	-	-
	T	-	-	-	-	-
Qian ve ark., ,2006[51]	Ref	1,637	0,107	-1,05	-0,075	-0,0687
	L	739,8	1,3	82603	-1	0,7
	Y	187	2	52145	-1	0
	T	511	1	29504	-1	1
Shao ve ark., 2009[52]	Ref	0,57	-	-	-	-
	L	3,0308	-	-	-	-
	T	5,684	-	-	-	-
	Y	4,039	-	-	-	-

Çizelge 4.15: Literatürde var olan model denklemlerin slug uzunluğu regresyonu.

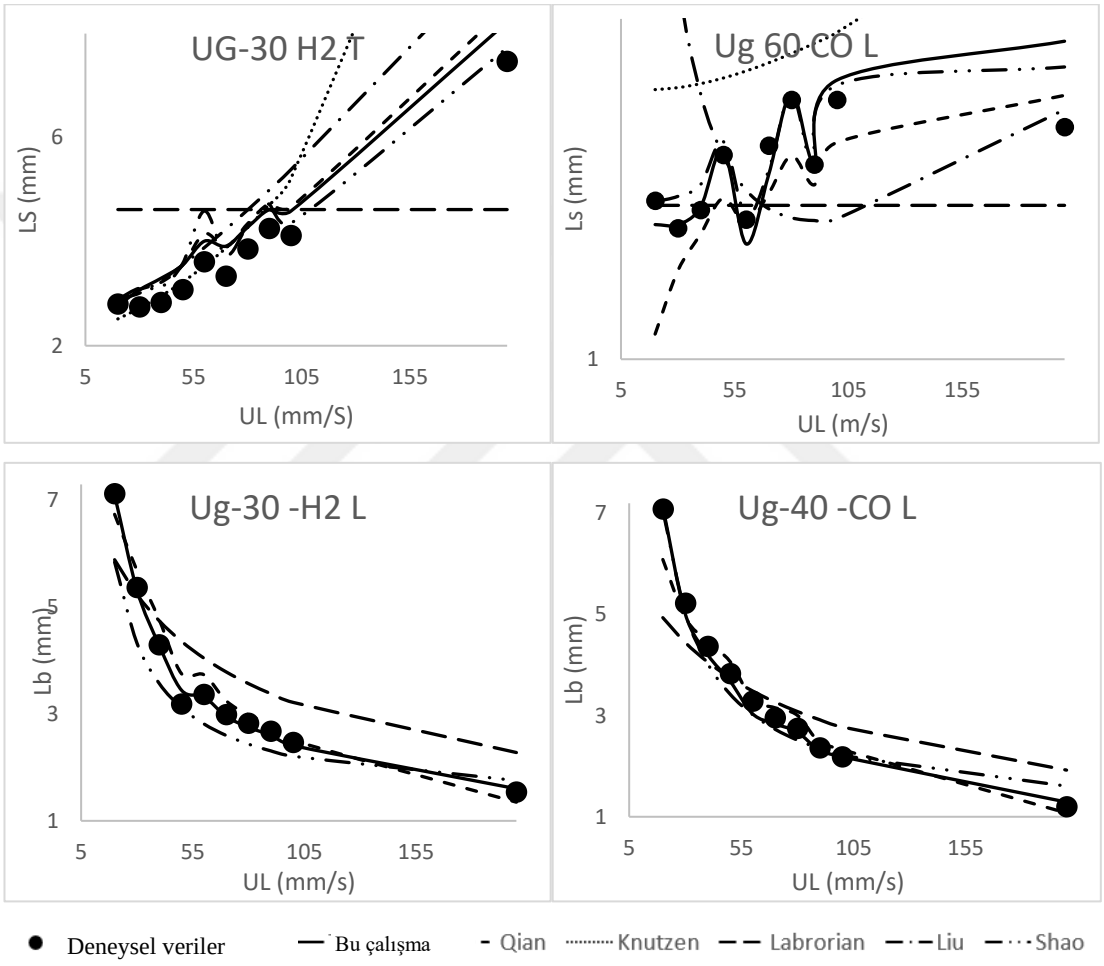
		x_1	x_2	x_3	x_4	x_5
Laborie ve ark., 1999 [48]	*Ref*	3451	-1,27	1,27	-	-
	L	0,4912	-0,4575	0,5632	-	-
	Y	0,6143	-0,8566	0,6918	-	-
	T	0,6547	-0,3988	0,738	-	-
Kreutzer, 2003[49]	*Ref*	-0,00141	-1,556	2	-	-
	L	0,6738	-0,6382	0,3569	-	-
	T	0,4535	-0,5242	0,4298	-	-
	Y	0,4241	-0,3934	0,3481	-	-
Liu ve ark., 2005[50]	*Ref*	0,088	0,72	0,19	-	-
	L	40,149	0,564	0,5568	-	-
	T	49,8598	0,4008	0,7869	-	-
	Y	33,4559	0,5305	0,5261	-	-
Qian ve ark., 2006[51]	Ref	1,637	-0,893	-0,05	-0,075	-0,0687
	L	6,6791	-0,8628	10,7101	-0,7267	0,2941
	Y	1,1	1	2513,5	-187,9	0,1
	T	1,1200	-0,8178	16,2646	-0,1879	-0,0522
Shao ve ark., 2009[52]	Ref	0,57	1	1	-	-
	L	377,2255	2,2178	2,7471	-	-
	T	9,9874	1,178	1,503	-	-
	Y	26,2656	1,463	2,0631	-	-



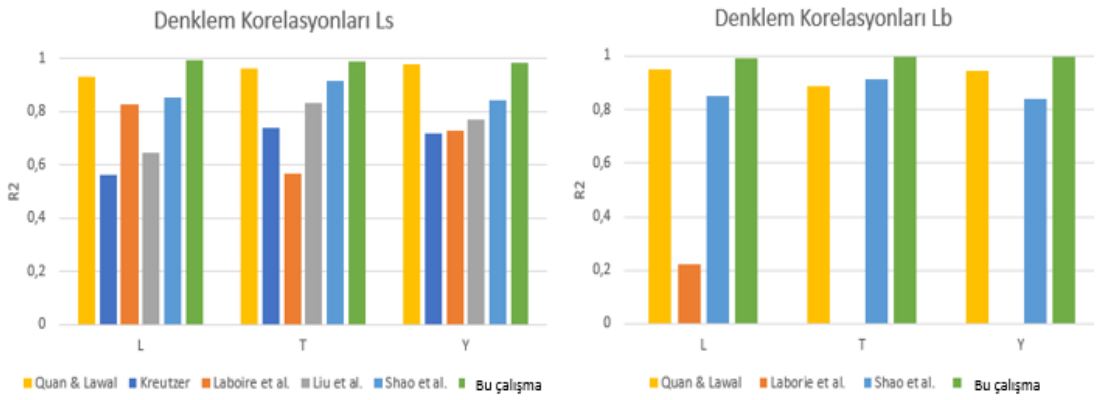
Şekil 4.9: a) T-H2 b) T-CO c) L-H2 d) L-CO e) Y-H2 f) Y-CO

4.1.5.3 Literatür modelleri ile karşılaştırma

Uzunluklar için model denklemi literatürdeki 5 model ile karşılaştırılmıştır. Hepsini gösterecek çok sayıda grafik vardır, bu sebepten içlerinden bazıları Şekil 4.10'da gösterilmektedir. Grafiklerin devamı EK C'de gösterilmektedir. Şekil 4.11'de tüm çalışmalar için belirlenen karşılaştırmalar görülmektedir. Önerilen modellemenin literatürden daha iyi olduğu şekil 4.11'de gösterilmektedir. Qian ve diğerleri, 2006 da önerdiği model bizim önerdiğimiz modele en yakın olanıdır.



Şekil 4.10: Slug uzunlukları için literatürdeki 5 farklı model ile karşılaştırması

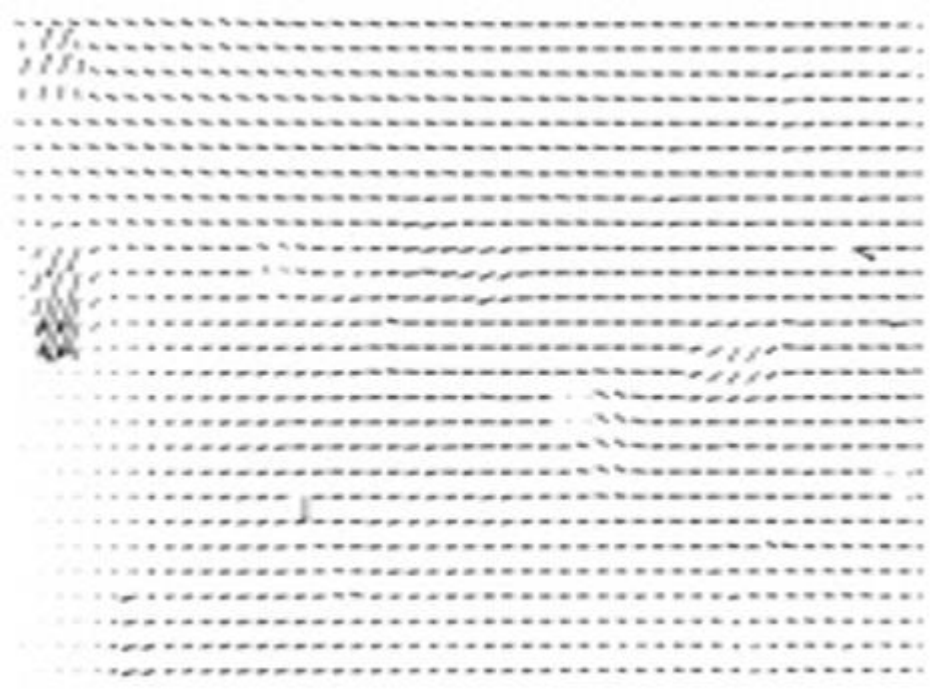


Şekil 4.11: Tüm modellemeler için karşılaştırma

4.2 Sıvı içerisindeki akış alanı ve Akış hafızasının sorgulanması:

Bu çalışmanın temel hedeflerinden biri olan ileride gerçekleştirilecek çok kanallı FT prototip reaktörün ve beslemesinin tasarımı açısından önemli olan sıvı akış alanı ve hafızasının olup olmadığını araştırmak için Mikro-PIV deneyleri gerçekleştirilmiştir. Akış hafızasında kastedilen soru şudur: Taylor akışında besleme stratejisinin (T,Y,L) kabarcık oluşurken sıvıda oluşturduğu bir karışma mekanizması var mıdır ve eğer varsa bu akış alanı yapısını kanal boyunca koruyor mu, yoksa sıvı içerisindeki akış alanı besleme stratejisinden bağımsız, sadece kabarcık-sıvı boyları ve hızları tarafından mı dikte edilmektedir. Eğer ikinci durum doğru ise, bu tasarlanacak besleme tarafını basitleştirecek ve hatta gerçekleştirilebilir hale getirecektir.

Yaptığımız deneyler sonucunda, Taylor akışını gerçekleştiren şartlarda besleme şekli ve buna ilaveten kabarcık/sıvı boyları ve hızlarının sıvı içerisindeki akış alanını değiştirmediği ve sıvı içerisindeki akışın bu şartlarda laminer olduğu, türbülent intensitenin sıfır olduğu gözlemlenmiştir. Sadece kabarcık burunlarında hafif ve çok küçük bir girdap varlığı her durumda da gözlemlenmektedir. Akış alanlarından bir örnek Şekil 4.12' de verilmiştir. Diğer bütün deney sonuçları Ek'F de verilmiştir.



Şekil 4.12: Kabarcık önü sıvı içerisindeki akış alanı

Akış alan çalışmaları göstermiştir ki verilen hidrodinamik şartlarda sıvı içerisinde ısı ve kütle transfer verimini artıracak girdap oluşumu olmadığından, sistem sadece laminer filmde etkin kütle transferi ile karakterize edilebilir. Bunun için uzun kabarcıklar tercih edilebilir fakat hiçbir kütle transfer direncinin olmadığı durum daha elverişli olacaktır. Diğer bir ifadeyle, sisteme sadece gaz beslemek daha doğru bir strateji olarak görülmektedir. Reaksiyon başladıktan sonra kanalda sıvı oluşumu gerçekleşecek ve kanal uzunluğuna ve reaksiyon verimine bağlı olarak oluşan sıvı boyu uzayacak ve Taylor akışı da dahil diğer akış tipleri doğal olarak oluşacaktır, fakat elde edilen bulgular oluşacak sıvının içerisinde aktif bir karışımın olmayacağı yönündedir. Diğer dikkat edilmesi gereken husus, çalışılan kanalların boyutlarıdır. Kanal çapının yeterli oranda geniş olmaması böyle bir duruma sebebiyet vermiş olabileceğinden, reaksiyon çalışmaları için daha büyük bir kanalın (3mm) kullanılması önerilmiştir.

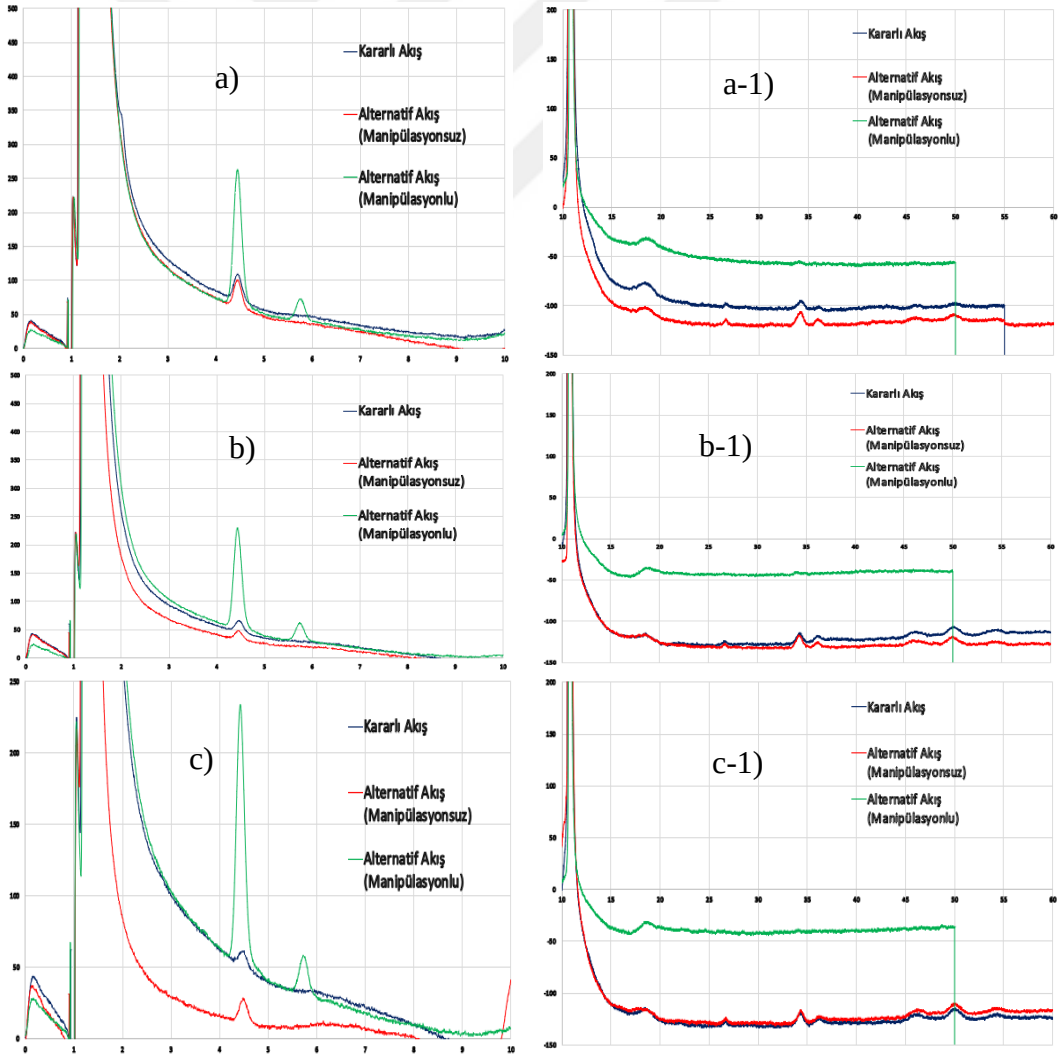
4.3 Farklı Akış Tiplerinin Karşılaştırılması ve Dönüşüm Hesaplamaları

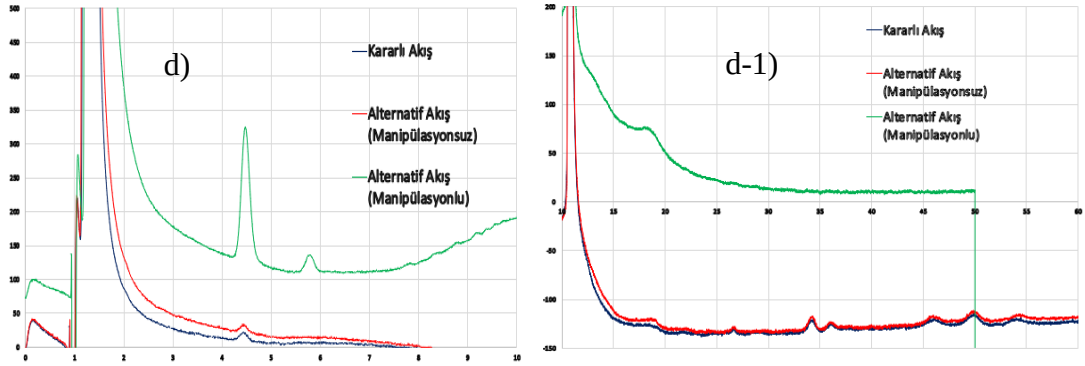
Çalışılan 3 farklı strateji: Kararlı akış, akışın manipüle edilmediği alternatif akış ve akışın manipüle edildiği alternatif akışlar karşılaştırıldığında ilginç bilgiler elde edilmiştir. Şekil 4.13, 100°C derecede gerçekleştirilen 4 deneyde elde edilen GC sonuçlarını göstermektedir. Akış manipülasyonlu strateji hafif hidrokarbonlardan

etilen gazı üretimi göstermiş, fakat diğer iki strateji sadece karbondioksit üretimi vermiştir. Bununla beraber, bu sıcaklıkta, manipülasyonlu akış ağır hidrokarbon üretmezken, diğer iki strateji ağır hidrokarbon üretimi sağlamıştır. 150°C de ise (Şekil 4.14) manipülasyonlu akış hem daha fazla miktarda hem de daha çeşitli ağır hidrokarbonlar üretmiştir. Yine 200°C de (şekil 4.15) benzer eğilim gözlenmiştir. Şekil 4.16 ise 250°C de alternatif ve karaklı akış karşılaştırmalarını göstermektedir

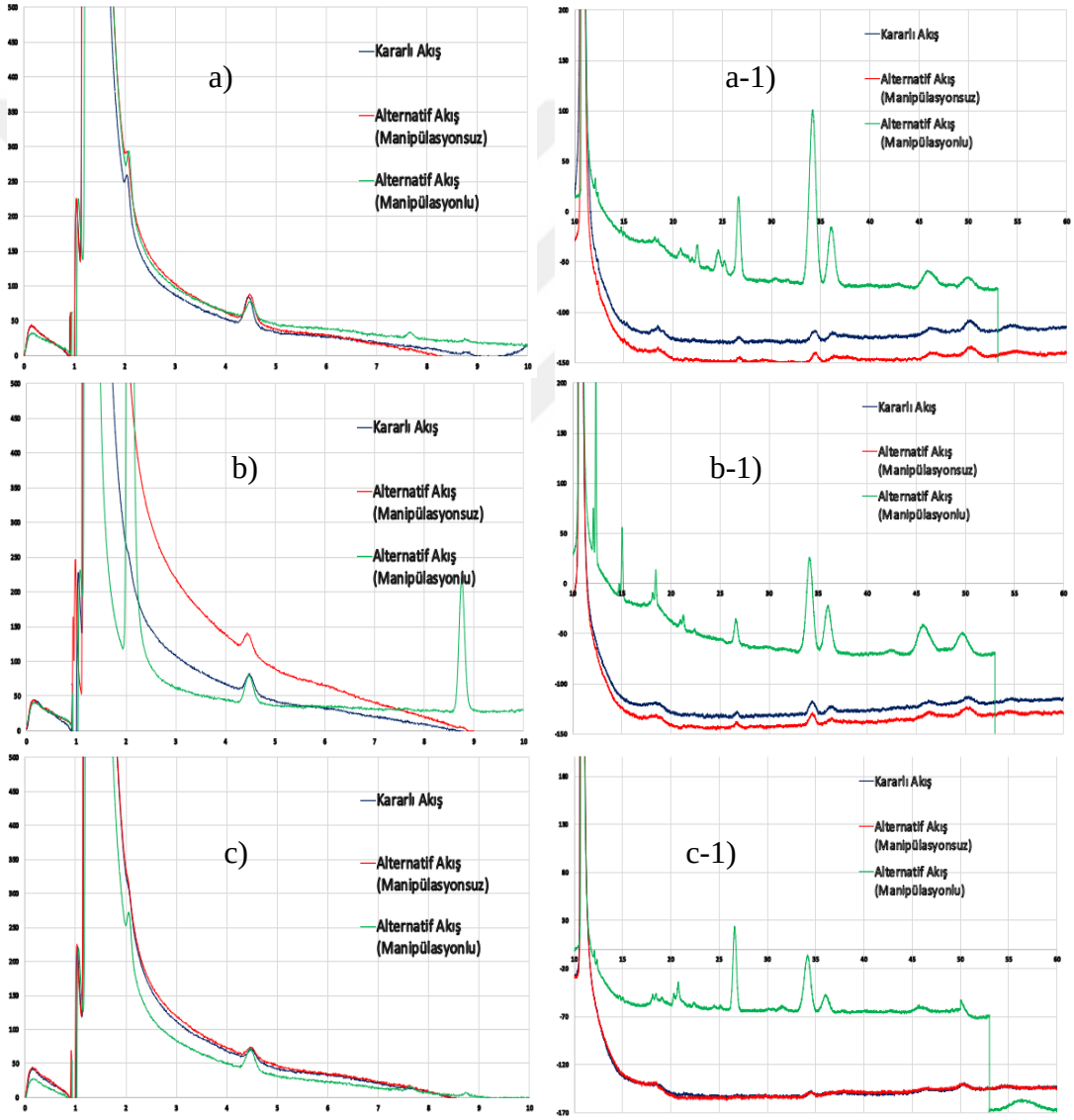
Görüldüğü gibi akışın manipüle edilmediği alternatif akış ile kararlı akış tamamen aynı ürünleri vermekte fakat verim ve seçicilik değişmektedir. Akışın manipüle edildiği durumlarda ise bunlara ilave olarak ürün çeşitliliği artmarktadır. Bu sistemlerde inert gaz kullanılmadığı için CO dönüşüm değerleri hesaplanmamıştır.

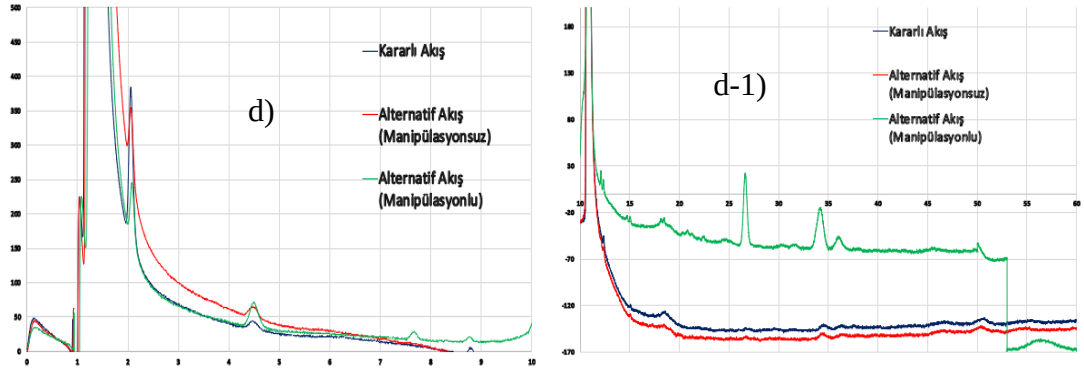
Grafiklerde mavi renk kararlı akışı, kırmızı renk manipülasyonsuz alteratif akışı, yeşil renk ise manipülasyonlu alternatif akışı simgelemektedir. Verilen bu grafikler GC grafiği olup Y ekseni şiddeti(µV) x ekseni ise zamanı(dk) göstermektedir.



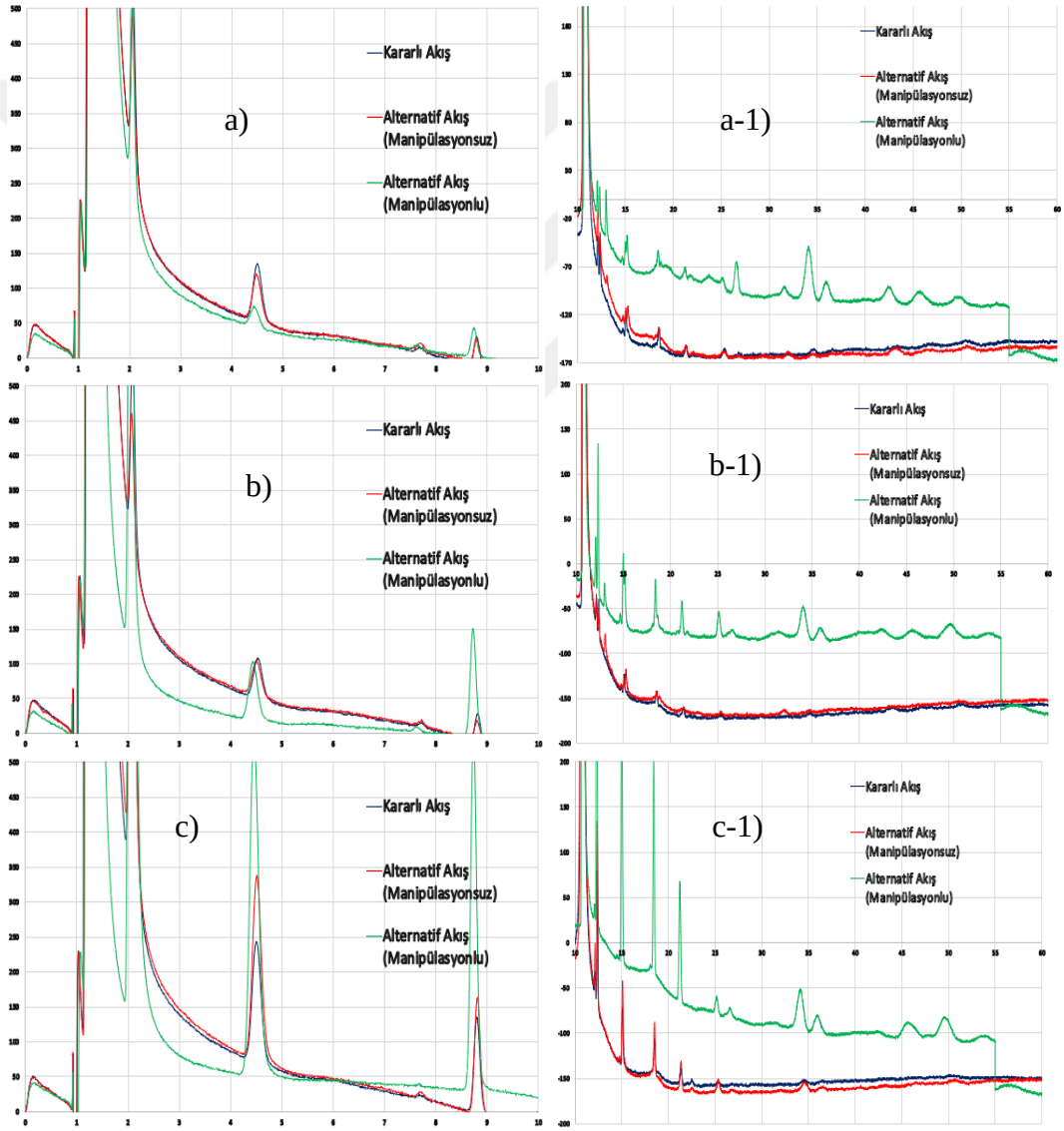


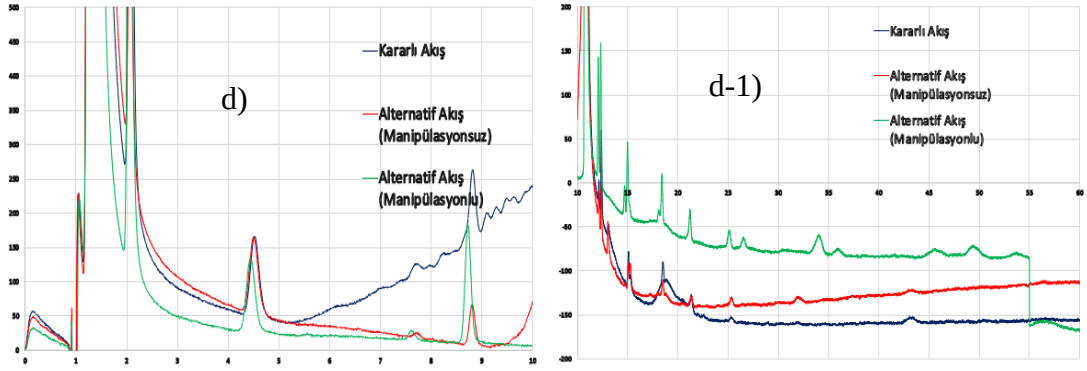
Şekil 4.13: 100°C de $C4^-$ (sol taraf) ve $C4^+$ (sağ taraf) 3 farklı strateji ile elde edilen ürünler(a, a-1: 1. deney, b, b-1: 2. deney, c, c-1: 3. deney, d, d-1: 4. deney)



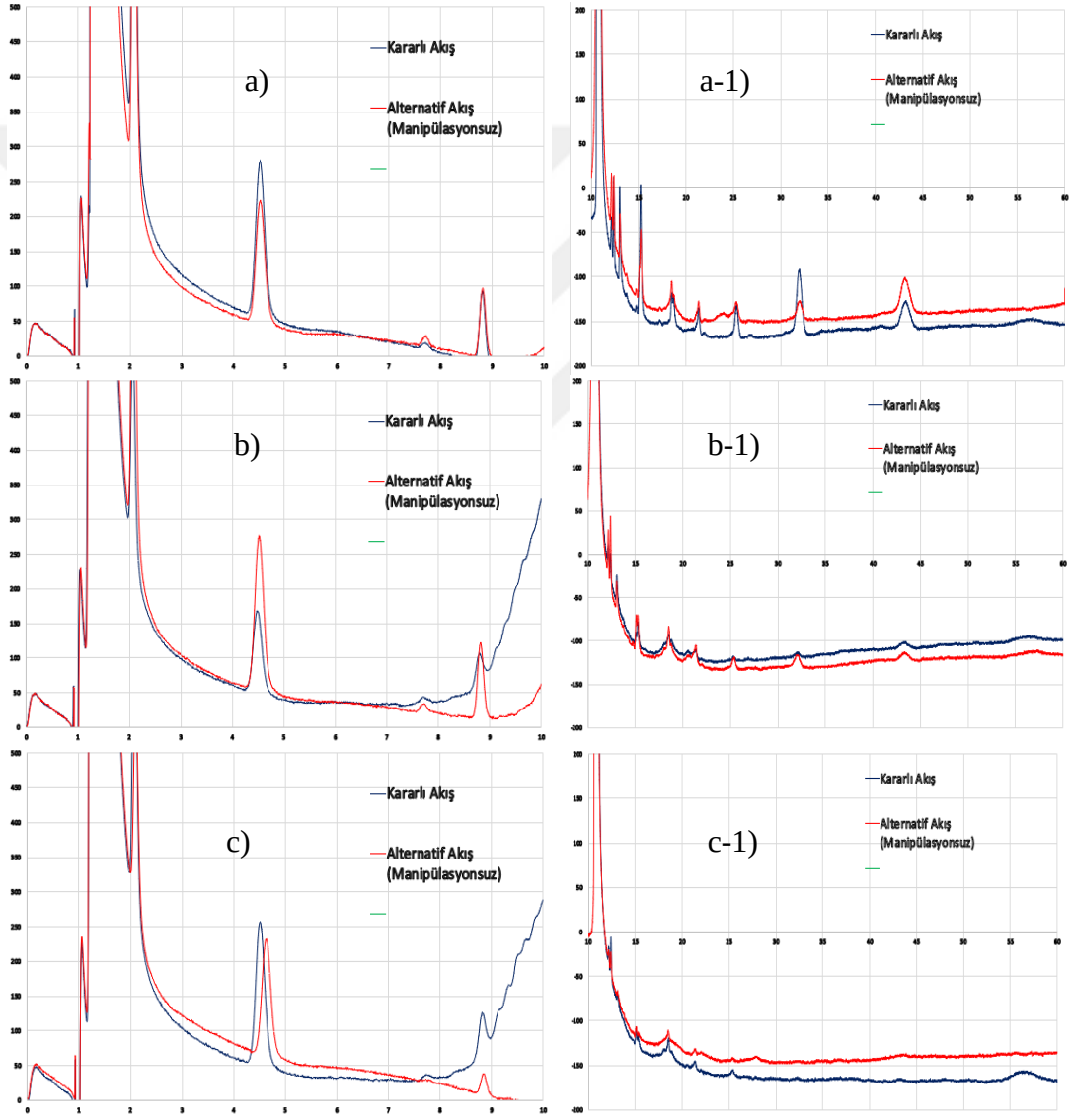


Şekil 4.14: 150°C de $C4^-$ (sol taraf) ve $C4^+$ (sağ taraf) 3 farklı strateji ile elde edilen ürünler(a, a-1: 5. deney, b, b-1: 6. deney, c, c-1: 7. deney, d, d-1: 8. deney)





Şekil 4.15: 200°C de C4- (sol taraf) ve C4+ (sağ taraf) 3 farklı strateji ile elde edilen ürünler(a, a-1: 9. deney, b, b-1: 10. deney, c, c-1: 11. deney, d, d-1: 12. deney)



Şekil 4.16: 250°C de $C4^-$ (sol taraf) ve $C4^+$ (sağ taraf) 3 farklı strateji ile elde edilen ürünler(a, a-1: 13. deney, b, b-1: 14. deney, c, c-1: 15. deney)

4.3.1 Alternatif besleme kullanılarak yapılan CO dönüşüm hesaplamarı

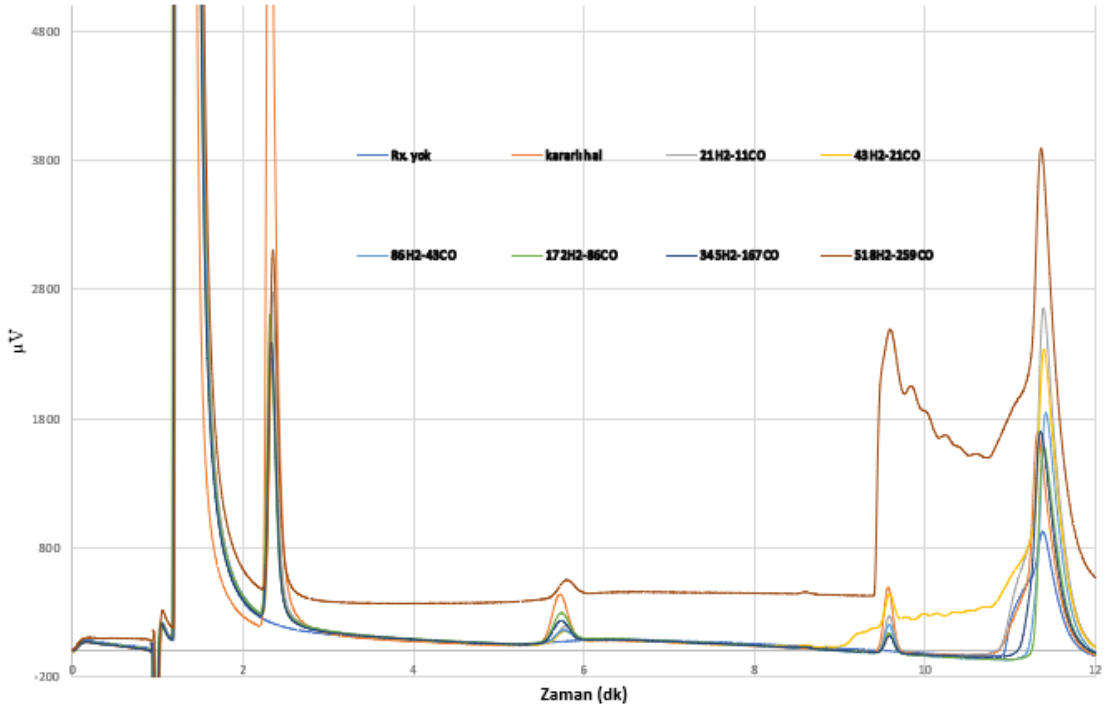
Dönüşümü hesaplamak için sisteme bu reaksiyon için inert olan N_2 gazı reaktörün 3. besleme noktasından sisteme kararlı halde beslenmektedir. Yapılan bütün deneylerde

%25 azot oranı korunmkatadır.Buna bağlı olarak yapılan deneyler sonucunda hesaplanan CO dönüşümleri çizelge 4.16'da gösterilmiştir.

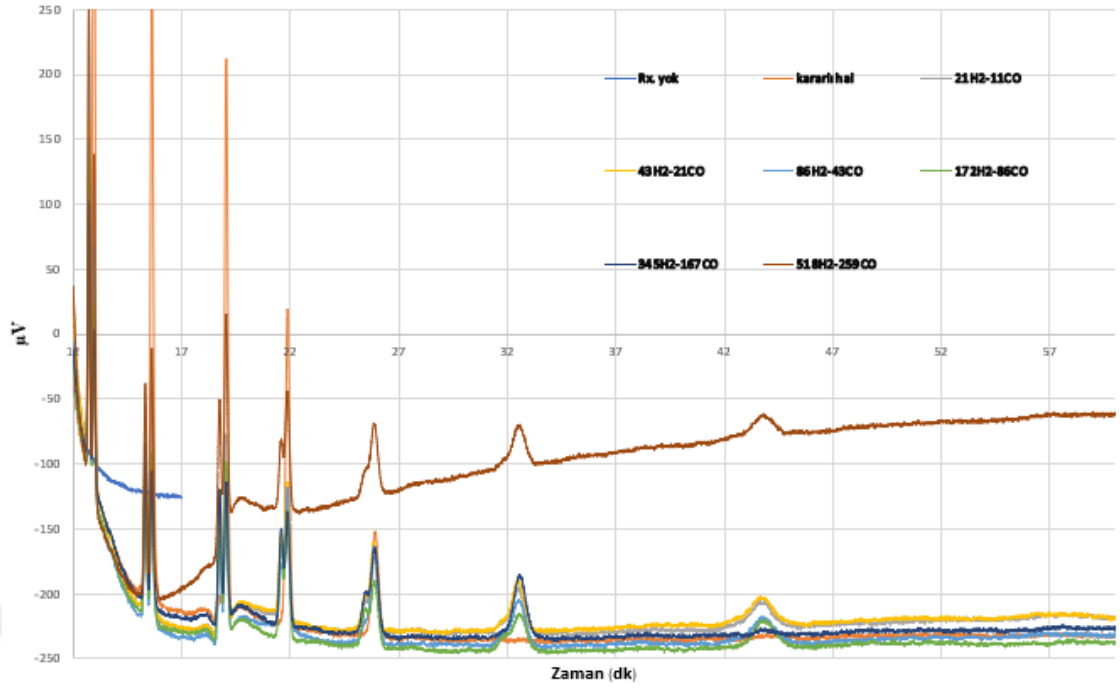
Çizelge 4.16: Hesaplanan CO dönüşümleri.

Alternatif besleme	Deney No	T (°C)	P (Bar)	U (mln/dk)	H2-Period (s)	CO-Period (s)	%CO Dönüşümü	Metan Alanı
Rx. yok		20	20	2,4	kararlı	kararlı	0	0
	1	225	20	2,4	kararlı	kararlı	**74,85857**	**53846**
0,0625	2	225	20	4,8	21,59045	10,7952	**24,86301**	**16386**
0,125	3	225	20	4,8	43,1809	21,59045	**27,59696**	**12136**
0,25	4	225	20	4,8	86,3618	43,1809	**13,2398**	**12416**
0,5	5	225	20	4,8	172,7286	86,3618	**16,80213**	**14971**
1	6	225	20	4,8	345,4472	172,7236	**24,3437**	**13227**
1,5	7	225	20	4,8	518,1707	259,0854	**27,65897**	**8237,7**

Akış manipüle edilmeden yapılan alternatif beslemede CO dönüşümü azalırken, üretilen ürün çeşitliliği artmaktadır. Şekil 4.18'de ürün seçiciliğinin alternatif besleme ile arttığı gözlenmektedir. Kararlı haldeki CO dönüşümünün ve metan dönüşümünün yüksek miktarda geçekleştiği şekil 4.17'de görülebilmektedir. Metan GC alanı olarak verilmektedir.



Şekil 4.17: CO dönüşüm için alternatif besleme $C4^-$ ürünler karşılaştırma



Şekil 4.18: CO dönüşüm için alternatif besleme $C4^{+}$ ürünler karşılaştırma

5. SONUÇ VE ÖNERİLER

Yapılan çalışmada geliştirilmesi düşünülen FT reaktörü ve prosesinin tasarımı için Bilimsel alt yapı oluşturulması amaçlanmış ve çalışmalar iki kısma ayrılmıştır: Taylor akışını veren koşullarda hidrodinamik çalışması ve tek kanallı reaktörde alternative beslemenin FT reaksiyonuna etkisinin incelenmesi. Yapılan hidrodinamik çalışmalar, akışın hafızasının olmadığı ve kanal besleme şeklinden bağımsız olarak kütle transferinin kabarcık ve sıvı boyları ve Kılcallık sayısı gibi boyutsuz parametreler ve kanal çapına bağlı olduğunu göstermiştir. Bu çok önemli bir sonuçtur çünkü daha sonra tasarlanacak endüstriyel miktarlarda çıktı verebilecek reaktörün tasarımında besleme şeklinden bağımsız olmak, gerçekleştirmede kolaylıklar sağlayacaktır. Bununla beraber, besleme şeklinin oluşan kabarcık ve slug uzunluklarını belirlediği gözlemlenmiştir. Çalışılan 3 reaktör içinde kabarcık ve slug uzunluklarını veren matematiksel modeller elde edilmiştir. Deneysel verilerden elde edilen denklemler aşağıdaki gibidir:

L Tipi Besleme

$$L_b/d_h = 7{,}9212\varepsilon_G^{0{,}6221}(1-\varepsilon_G)^{-0{,}2316}(100Ca)^{-0{,}3711}Re_G^{-0{,}1331}\,Re_L^{0{,}6878}Re_v^{0{,}8927}\,\beta_L{}^{-0{,}0455}$$

$$L_s/d_h = 70{,}7107\varepsilon_G^{0{,}1818}(1-\varepsilon_G)^{1{,}3356}Re_G^{0{,}8244}\,Re_L^{1{,}2167}\beta_L{}^{1{,}2113}$$

T Tipi

$$L_b/d_h = 0{,}5608\varepsilon_G^{-0{,}1656}(1-\varepsilon_G)^{1{,}4604}(100Ca)^{0{,}5057}Re_G^{-0{,}6266}\,Re_L^{0{,}8231}Re_v^{-0{,}944}\,\beta_L{}^{0{,}8436}$$

$$L_s/d_h = 0{,}1053\varepsilon_G^{-1{,}1819}(1-\varepsilon_G)^{-0{,}6380}Re_G^{-1{,}2987}\,Re_L^{1{,}0019}\beta_L{}^{1{,}4786}$$

Y Tipi

$$L_b/d_h = 3{,}0304\varepsilon_G^{0{,}1676}(1-\varepsilon_G)^{-0{,}7262}(100Ca)^{-0{,}2022}Re_G^{-0{,}549}\,Re_L^{-0{,}2409}Re_v^{0{,}7922}\,\beta_L{}^{-0{,}5749}$$

$$L_s/d_h = 3{,}7215\varepsilon_G^{-0{,}8578}(1-\varepsilon_G)^{0{,}2786}Re_G^{0{,}0097}\,Re_L^{0{,}2679}\beta_L{}^{0{,}0394}$$

Sıvı slugda karışma olmadığından, kabarcık uzunluğu arttıkça kütle transferinin artması beklenmektedir.

Sıvı slugda karışmanın olmamasının kanal çapının küçüklüğünden olduğu sonucuna varılmış ve reaksiyon çalışmaları için 1mm lik kanal yerine, 2,3 mm kanal kullanılmıştır.

Yapılan reaksiyon çalışmalarında ise FT sıvısı elde edilmiş fakat reaktör içinde Taylor akışının varlığı belirlenememiştir, zira elde edilen sıvının özellikle yüksek sıcaklık reaksiyon şartlarında gaz olabilmesi muhtemeldir. Hidrodinamik çalışmalarında kullanılan 95 oktan benzin bu şartlarda gaz fazında bulunmaktadır.

Yapılan reaksiyon çalışmalarında, akış hidrodinamiğini bozmadan verilen alternatif beslemenin kararlı beslemeye göre oluşan ürün tipini değiştirmediği, fakat dönüşüm ve verimi etkilediği gözlenmiş, akışın manipüle edildiği durumda ise ürün çeşidinin arttığı gözlemlenmiştir.

KAYNAKLAR

[1] **B. Redwood,** (1911) Hugh Encyclopædia Britannica,, "Petroleum". In Chisholm, Cambridge University Press, , pp. pp. 316.

[2] **Url-1**. https://www.enerji.gov.tr/(Erişim 19.09.2020)

[3] **B. Gürünlü**, (2012) Fıscher Tropsch Sentezi İçin Zeolit Destekli Demir Katalizörlerin Geliştirilmesi, Fen Bilimleri Enstitüsü,.

[4**] M. Dry, A. Steynberg,** (2004), Fischer-Tropsch Technology, Elsevier.

[5] **S. Sie, R.J.R.i.C.E. Krishna,** (1998) Process development and scale up: III. Scale-up and scale-down of trickle bed processes, 14 203-252.

[6] **T. Wang, J. Wang, Y.J.I. Jin, E.C**. (2007), Research, Slurry reactors for gas-to-liquid processes: a review, 46 5824-5847.

[7] **R. Guettel, T.J.C.E.S. Turek,** (2010), Assessment of micro-structured fixed-bed reactors for highly exothermic gas-phase reactions, 65 1644-1654.

[8] **W. Chu, L.N. Wang, P.A. Chernavskii, A.Y.J.A.C. Khodakov,** (2008), Glow-Discharge Plasma-Assisted Design of Cobalt Catalysts for Fischer–Tropsch Synthesis, 120 5130-5133.

[9] **N.B. Üner,** (2014), Design constraints for gas-liquid catalytic microreactors, Middle East Technical University.

[10] **M.P.J.C.E.C. Dudukovic, (**2014), Challenges and innovations in reaction engineering, 1962014 252-266.

[11] **H. Becker, A. Manz,** (1998), Microsystem technology in chemistry and life science, Springer.

[12] **A. Cybulski, A. Stankiewicz, R.E. Albers, J.J.C.e.s. Moulijn,** (1999), Monolithic reactors for fine chemicals industries: a comparative analysis of a monolithic reactor and a mechanically agitated slurry reactor, 54 2351-2358.

[13] **I. Mazzarino, A.J.C.t. Barresi,** (1993), Catalytic combustion of VOC mixtures in a monolithic reactor, 17 335-347.

[14] **D. Figeys, D. Pinto,** (2000), Lab-on-a-chip: A revolution in biological and medical sciences, ACS Publications,.

[15] **H.R. Sahoo, J.G. Kralj, K.F.J.A.C.I.E. Jensen**, (2007), Multistep continuous-flow microchemical synthesis involving multiple reactions and separations, 46 5704-5708.

[16] **J. Kobayashi, Y. Mori, S.J.C.A.A.J. Kobayashi,** (2006), Multiphase organic synthesis in microchannel reactors, 1 22-35.

[17] **J. Kobayashi, Y. Mori, K. Okamoto, R. Akiyama, M. Ueno, T. Kitamori, S.J.S. Kobayashi,** (2004), A microfluidic device for conducting gas-liquid-solid hydrogenation reactions, 304 1305-1308.

[18] **K.J.J.T.-P.F. Bell, V.T.** (1984), Heat Transfer Eds. by Chen XJ, Two-phase flow in heat exchangers, 341-361.

[19] **G.J.J.o.f.m. Taylor,** (1961), Deposition of a viscous fluid on the wall of a tube, 10 161-165.

[20] **S. Waelchli, P.R.J.I.j.o.m.f. von Rohr,** (2006) Two-phase flow characteristics in gas–liquid microreactors, 32 791-806.

[21] **T. Thulasidas, M. Abraham, R.J.C.e.s. Cerro,** (1997), Flow patterns in liquid slugs during bubble-train flow inside capillaries, 52 2947-2962.

[22] **A. Günther, S.A. Khan, M. Thalmann, F. Trachsel, K.F.J.L.o.a.C. Jensen,** (2004), Transport and reaction in microscale segmented gas–liquid flow, 4 278-286.

[23] **D.M. Fries, S. Waelchli, P.R.J.C.E.J. Von Rohr,** (2008), Gas–liquid two-phase flow in meandering microchannels, 135 S37-S45.

[24] **P. Zaloha, J. Kristal, V. Jiricny, N. Völkel, C. Xuereb, J.J.C.e.s. Aubin**, (2012) , Characteristics of liquid slugs in gas–liquid Taylor flow in microchannels, 68 640-649.

[25] **T. Taha, Z.J.C.E.S. Cui,** (2004), Hydrodynamics of slug flow inside capillaries, 59 1181-1190.

[26] **M.T. Kreutzer, F. Kapteijn, J.A. Moulijn, J.J.J.C.E.S. Heiszwolf,** (2005), Multiphase monolith reactors: chemical reaction engineering of segmented flow in microchannels, 60 5895-5916.

[27] **K. Fukagata, N. Kasagi, P. Ua-arayaporn, T.J.I.J.o.H. Himeno, F. Flow**, (2007), Numerical simulation of gas–liquid two-phase flow and convective heat transfer in a micro tube, 28 72-82.

[28] **D.M. Fries, P.R.J.C.E.S. von Rohr,** (2009), Liquid mixing in gas–liquid two-phase flow by meandering microchannels, 64 1326-1335.

[29] **S.S. Leung, Y. Liu, D.F. Fletcher, B.S.J.C.E.S. Haynes**, (2010), Heat transfer in well-characterised Taylor flow, 65 6379-6388.

[30] **R. Gupta, D.F. Fletcher, B.S.J.C.E.S. Haynes**, (2010), CFD modelling of flow and heat transfer in the Taylor flow regime, 65 2094-2107.

[31] **J. Yue, G. Chen, Q. Yuan, L. Luo, Y.J.C.E.S. Gonthier,** (2007), Hydrodynamics and mass transfer characteristics in gas–liquid flow through a rectangular microchannel, 62 2096-2108.

[32] **P. SOBIESZUK, P. CYGAŃSKI, R.J.e. Pohorecki**, (2008), Volumetric liquid side mass transfer coefficient in a gas–liquid microreactor, 100 5.

[33] **P. Sobieszuk, R. Pohorecki, P. Cygański, J.J.C.e.s. Grzelka,** (2011), Determination of the interfacial area and mass transfer coefficients in the Taylor gas–liquid flow in a microchannel, 66 6048-6056.

[34] **W.B. Kolb, R.L.J.C.E.S. Cerro,** (1991), Coating the inside of a capillary of square cross section, 46 2181-2195.

[35] **W.R.J.T.L. Dean, Edinburgh,, D.P**. (1927), Magazine, J.o. Science, XVI. Note on the motion of fluid in a curved pipe, 4 208-223.

[36] **F. Trachsel, A. Günther, S. Khan, K.F.J.C.E.S. Jensen,** (2005), Measurement of residence time distribution in microfluidic systems, 60 5729-5737.

[37] **P. Angeli, A. Gavriilidis**, (2008), Hydrodynamics of Taylor flow in small channels: a review, Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part C: Journal of Mechanical Engineering Science, 222 737-751.

[38] **W.B. Kolb, R.L.J.J.o.c. Cerro,** (1993), i. science, Film flow in the space between a circular bubble and a square tube, 159 302-311.

[39] **W.B. Kolb, R.L.J.P.o.F.A.F.D. Cerro,** (1993), The motion of long bubbles in tubes of square cross section, 5 1549-1557.

[40] **F.P.J.J.o.F.M. Bretherton**, (1961), The motion of long bubbles in tubes, 10 166-188.

[41] **T. Thulasidas, M. Abraham, R.J.C.E.S. Cerro,** (1995), Bubble-train flow in capillaries of circular and square cross section, 50 183-199.

[42] **T. Taha, Z.J.C.E.S. Cu**i, (2006), CFD modelling of slug flow inside square capillaries, 61 665-675.

[43] **A.L. Hazel, M.J.J.o.f.m. Heil,** (2002), The steady propagation of a semi-infinite bubble into a tube of elliptical or rectangular cross-section, 470 91-114.

[44] **D.M. Fries, F. Trachsel, P. Rudolf von Rohr,** (2007), Optical characterization of phase distribution in gas-liquid Taylor flow in rectangular microfluidic channels, Proceedings of the ICMF 2007, 6th International Conference on Multiphase Flow: Leipzig July 9.-13. 2007, ICMF, pp. 479-479.

[45] **P. Aussillous, D.J.P.o.f. Quéré,** (2000), Quick deposition of a fluid on the wall of a tube, 12 2367-2371.

[46] **T. Cubaud, U. Ulmanella, C.-M.J.F.D.R. Ho**, (2006), Two-phase flow in microchannels with surface modifications, 38 772.

[47] **V. Hessel, P. Angeli, A. Gavriilidis, H.J.I. Löwe**, (2005), e.c. research, Gas− liquid and gas− liquid− solid microstructured reactors: contacting principles and applications, 44 9750-9769.

[48] **S. Laborie, C. Cabassud, L. Durand-Bourlier, J.J.C.E.S. Laine,** (1999), Characterisation of gas–liquid two-phase flow inside capillaries, 54 5723-5735.

[49] **M.T. Kreutzer,** (2003), Hydrodynamics of Taylor flow in capillaries and monolith reactors.

[50] **H. Liu, C.O. Vandu, R.J.I. Krishna,** (2005), e.c. research, Hydrodynamics of Taylor flow in vertical capillaries: flow regimes, bubble rise velocity, liquid slug length, and pressure drop, 44 4884-4897.

[51] **D. Qian, A.J.C.E.S. Lawal,** (2006), Numerical study on gas and liquid slugs for Taylor flow in a T-junction microchannel, 61 7609-7625.

[52] **N. Shao, W. Salman, A. Gavriilidis, P.J.I.j.o.h. Angel**i, (2008), f. flow, CFD simulations of the effect of inlet conditions on Taylor flow formation, 29 1603-1611.

[53] **D.M. Fries, F. Trachsel, P.R.J.I.J.o.M.F. von Rohr,** (2008), Segmented gas–liquid flow characterization in rectangular microchannels, 34 1108-1118.

[54] **A. Kawahara, P.-Y. Chung, M.J.I.j.o.m.f. Kawaji,** (2002), Investigation of two-phase flow pattern, void fraction and pressure drop in a microchannel, 28 1411-1435.

[55] **R. Lockhart, R.J.P.C.o.D.f.I. Martinelli,** (1949), Two-Phase Two-Component Flow in Pipes, Chem. Eng. Prog, 45 39.

[56] **D.J.I.J.o.H. Chisholm,** (1967), M. Transfer, A theoretical basis for the Lockhart-Martinelli correlation for two-phase flow, 10 1767-1778.

[57] **K. Mishima, T.J.I.j.o.m.f. Hibiki,** (1996), Some characteristics of air-water two-phase flow in small diameter vertical tubes, 22 703-712.

[58] **H.J. Lee, S.Y.J.I.j.o.m.f. Lee,** (2001), Pressure drop correlations for two-phase flow within horizontal rectangular channels with small heights, 27 783-796.

[59] **S. Saisorn, S.J.E.t. Wongwises,** (2010), f. science, The effects of channel diameter on flow pattern, void fraction and pressure drop of two-phase air–water flow in circular micro-channels, 34 454-462.

[60] **M.T. Kreutzer, F. Kapteijn, J.A. Moulijn, C.R. Kleijn, J.J.J.A.J. Heiszwolf,** (2005), Inertial and interfacial effects on pressure drop of Taylor flow in capillaries, 51 2428-2440.

[61] **G.P. Van Der Laan, A.J.C.R. Beenackers**, (1999), Kinetics and selectivity of the Fischer–Tropsch synthesis: a literature review, 41 255-318.

[62] **D.J.E. Leckel, Fuels**, (2009), Diesel production from Fischer− Tropsch: the past, the present, and new concepts, 23 2342-2358.

[63] **H. Torres Galvis**, (2013), Direct production of lower olefins from synthesis gas using supported iron catalysts, Utrecht University.

[64] **B.H.J.C.T. Davis**, (2002), Overview of reactors for liquid phase Fischer–Tropsch synthesis, 71 249-300.

[65] **A.K.J.P.i.e. Agarwal**, (2007), c. science, Biofuels (alcohols and biodiesel) applications as fuels for internal combustion engines, 33 233-271.

[66] **M.E.J.A.C.A.G. Dry**, (1999), Fischer–Tropsch reactions and the environment, 189 185-190.

[67] **J.H. Yang, H.-J. Kim, D.H. Chun, H.-T. Lee, J.-C. Hong, H. Jung, J.-I.J.F.P.T. Yang,** (2010), Mass transfer limitations on fixed-bed reactor for Fischer–Tropsch synthesis, 91 285-289.

[68] **C.S. Kellner, A.T.J.J.o.C. Bell,** (1981), The kinetics and mechanism of carbon monoxide hydrogenation over alumina-supported ruthenium, 70 418-432.

[69] **M.E.J.C.t. Dry**, (2002), The fischer–tropsch process: 1950–2000, 71 227-241.

[70] **R. Krishna, S.J.F.p.t. Sie,** (2000), Design and scale-up of the Fischer–Tropsch bubble column slurry reactor, 64 73-105.

[71] **R.M. de Deugd, F. Kapteijn, J.A.J.T.i.C. Moulijn,** (2003), Trends in Fischer–Tropsch reactor technology—opportunities for structured reactors, 26 29-39.

[72] **M.P. Dudukovic, F. Larachi, P.L.J.C.E.S. Mills,** (1999), Multiphase reactors–revisited, 541975-1995.

[73] **M.P. Duduković, F. Larachi, P.L.J.C.r. Mills**, (2002), Multiphase catalytic reactors: a perspective on current knowledge and future trends, 44 123-246.

[74] **Y.-N. Wang, Y.-Y. Xu, Y.-W. Li, Y.-L. Zhao,** (2003) B.-J.J.C.E.S. Zhang, Heterogeneous modeling for fixed-bed Fischer–Tropsch synthesis: Reactor model and its applications, 58 867-875.

[75] **G.P. van der Laan, A.A. Beenackers, R.J.C.E.S. Krishna,** (1999), Multicomponent reaction engineering model for Fe-catalyzed Fischer–Tropsch synthesis in commercial scale slurry bubble column reactors, 545013-5019.

[76] **N. Rados, M.H. Al-Dahhan, M.P.J.C.T. Dudukovic,** (2003), Modeling of the Fischer–Tropsch synthesis in slurry bubble column reactors, 79 211-218.

[77] Y. Wang, W. Fan, Y. Liu, Z. Zeng, X. Hao, M. Chang, C. Zhang, Y. Xu, H. Xiang, Y.J.C.E. Li, P.P. (2008), Intensification, Modeling of the Fischer–Tropsch synthesis in slurry bubble column reactors, 47 222-228.

[78] **C. Maretto, R.J.C.t. Krishna,** (1999), Modelling of a bubble column slurry reactor for Fischer–Tropsch synthesis, 52 279-289.

[79] **H. Löwe, W.J.E.A. Ehrfeld,** (1999), State-of-the-art in microreaction technology: concepts, manufacturing and applications, 44 3679-3689.

[80] **K.F.J.C.E.S. Jensen**, (2001), Microreaction engineering—is small better?, 56 293-303.

[81] **V. Hessel, H. Löwe, S. Hardt,** (2004.), Chemical micro process engineering: fundamentals, modelling and reactions, John Wiley & Sons

[82] **R. Güttel,** (2015), Structuring of reactors and catalysts on multiple scales: Potential and limitations for Fischer-Tropsch synthesis, Chemie Ingenieur Technik, 87 694-701.

[83] **K. Pangarkar, T.J. Schildhauer, J.R. van Ommen, J. Nijenhuis, J.A. Moulijn, F. Kapteijn,** (2009), Experimental and numerical comparison of structured packings with a randomly packed bed reactor for Fischer–Tropsch synthesis, Catalysis Today, 147 S2-S9.

[84] **B. Kaskes, D. Vervloet, F. Kapteijn, J. van Ommen,** (2016), Numerical optimization of a structured tubular reactor for Fischer–Tropsch synthesis, Chemical Engineering Journal, 283 1465-1483.

[85] **D. Vervloet, F. Kapteijn, J. Nijenhuis, J.R. van Ommen,** (2013), Process intensification of tubular reactors: Considerations on catalyst hold-up of structured packings, Catalysis today, 216 111-116.

[86] **R. Myrstad, S. Eri, P. Pfeifer, E. Rytter, A. Holmen,** (2009), Fischer–Tropsch synthesis in a microstructured reactor, Catalysis Today, 147 S301-S304.

[87] **H.J. Robota, L.A. Richard, S. Deshmukh, S. LeViness, D. Leonarduzzi, D. Roberts**, (2014), High activity and selective Fischer–Tropsch catalysts for use in a microchannel reactor, Catalysis Surveys from Asia, 18 177-182.

[88] **C. Knobloch, R. Güttel, T. Turek,** (2013), Holdup and Pressure Drop in Micro Packed-Bed Reactors for Fischer-Tropsch Synthesis, Chemie Ingenieur Technik, 85 455-460.

[89] **R.M. de Deugd, R.B. Chougule, M.T. Kreutzer, F.M. Meeuse, J. Grievink, F. Kapteijn, J.A. Moulijn,** (2003), Is a monolithic loop reactor a viable option for Fischer–Tropsch synthesis?, Chemical engineering science, 58 583-591.

[90] **R. Guettel, J. Knochen, U. Kunz, M. Kassing, T. Turek,** (2008), Preparation and catalytic evaluation of cobalt-based monolithic and powder catalysts for Fischer− Tropsch synthesis, Industrial & Engineering Chemistry Research, 47 6589-6597.

[91] **A.-M. Hilmen, E. Bergene, O.A. Lindvåg, D. Schanke, S. Eri, A. Holmen**, (2005), Fischer–Tropsch synthesis on monolithic catalysts with oil circulation, Catalysis today, 105 357-361.

[92] **L. Almeida, F.J. Echave, O. Sanz, M. Centeno, G. Arzamendi, L. Gandia, E. Sousa-Aguiar, J.A. Odriozola, M. Montes,** (2011), Fischer–Tropsch synthesis in microchannels, Chemical Engineering Journal, 167 536-544.

[93] **L.C. Almeida, O. Sanz, J. D'olhaberriague, S. Yunes, M. Montes,** (2013), Microchannel reactor for Fischer–Tropsch synthesis: Adaptation of a commercial unit for testing microchannel blocks, Fuel, 110 171-177.

[94] **L. Almeida, O. Sanz, D. Merino, G. Arzamendi, L. Gandía, M. Montes,** (2013), Kinetic analysis and microstructured reactors modeling for the Fischer–Tropsch synthesis over a Co–Re/Al2O3 catalyst, Catalysis Today, 215 103-111.

[95] **H. Becker, R. Güttel, T. Turek,** (2016), Enhancing internal mass transport in Fischer–Tropsch catalyst layers utilizing transport pores, Catalysis Science & Technology, 6 275-287.

[96] **X. Ying, L. Zhang, H. Xu, Y.-L. Ren, Q. Luo, H.-W. Zhu, H. Qu, J. Xuan,** (2016), Efficient Fischer–Tropsch microreactor with innovative aluminizing pretreatment on stainless steel substrate for Co/Al2O3

catalyst coating, Fuel Processing Technology, 143 51-59.

[97] **M. Post, A. Van't Hoog, J. Minderhoud, S. Sie,** (1989), Diffusion limitations in fischer-tropsch catalysts, AIChE Journal, 35 1107-1114.

[98] **E. Iglesia, S.C. Reyes, R.J. Madon, S.L. Soled**, (1993), Selectivity control and catalyst design in the Fischer-Tropsch synthesis: sites, pellets, and reactors, Advances in catalysis, Elsevier, pp. 221-302.

[99] **E. Iglesia, S.L. Soled, J.E. Baumgartner, S.C. Reyes,** (1995) Synthesis and catalytic properties of eggshell cobalt catalysts for the Fischer-Tropsch synthesis, Journal of catalysis, 153 108-122.

[100] **L. Guillou, S. Paul, V. Le Courtois,** (2008) Investigation of H2 staging effects on CO conversion and product distribution for Fischer–Tropsch Synthesis in a structured microchannel reactor, Chemical Engineering Journal, 136 66-76.

[101] **C.G. Visconti, E. Tronconi, L. Lietti, G. Groppi, P. Forzatti, C. Cristiani, R. Zennaro, S. Rossini,** (2009), An experimental investigation of Fischer–Tropsch synthesis over washcoated metallic structured supports, Applied Catalysis A: General, 370 93-101.

[102] **G. Gumuslu, A.K. Avci,** (2012), Parametric analysis of Fischer-tropsch synthesis in a catalytic microchannel reactor, AIChE journal, 58 227-235.

[103] **M.I. Hosukoglu, M. Karakaya, A.K. Avci,** (2012), Modeling and simulation of hydrocracking of Fischer–Tropsch hydrocarbons in a catalytic microchannel reactor, Industrial & engineering chemistry research, 51 8913-8921.

[104] **I. Derevich, V. Ermolaev, V. Mordkovich, D. Galdina,** (2012), Simulation of fluid dynamics in a microchannel Fischer-Tropsch reactor, Theoretical foundations of chemical engineering, 46 8-19.

[105] **I. Derevich, V. Ermolaev, V. Mordkovich,** (2012), Modeling of hydrodynamics in microchannel reactor for Fischer–Tropsch synthesis, International journal of heat and mass transfer, 55 1695-1708.

[106] **C. Penniall, C. Williamson, A. Marshall,** (2012), Comparison of the performance of washcoating variations for fisher-tropsch synthesis in a microchannel reactor.

[107] **I.V. Derevich, V.S. Ermolaerv, V.Z. Mordkovich,** (2013), Hydrodynamic limitations of microchannel Fischer-Tropsch reactor operation,

[108] **A. Holmen, H.J. Venvik, R. Myrstad, J. Zhu, D. Chen**, (2013), Monolithic, microchannel and carbon nanofibers/carbon felt reactors for syngas conversion by Fischer-Tropsch synthesis, Catalysis today, 216 150-157.

[109] **S. Mehta, V. Deshmane, S. Zhao, D. Kuila,** (2014), Comparative studies of silica-encapsulated iron, cobalt, and ruthenium nanocatalysts for Fischer–Tropsch synthesis in silicon-microchannel microreactors, Industrial & Engineering Chemistry Research, 53 16245-16253.

[110] **X. Ying, L. Zhang, H. Xu, Y. Ren, J. Xuan,** (2014), An experimental study on a microchannel reactor for Fischer-Tropsch synthesis, Energy Procedia, 61 1394-1397.

[111] **N. Jermkwan, P. Inbamrung, P. Narataruksa, C. Prapainainar,** (2015), Design equations for catalytic microchannel reactors: Fischer-Tropsch synthesis, Energy Procedia, 79 772-777.

[112] **A. Theampetch, W. Chaiwang, N. Jermkwan, P. Narataruksa, T. Sornchamni, C. Prapainainar,** (2016), Design of Microreactor Flow Channel for Fischer Tropsch Synthesis Using Computational Fluid Dynamic, Energy Procedia, 100 439-447.

[113] **A. Rai, M.G. Sibi, S.A. Farooqui, M. Anand, A. Bhaumik, A.K. Sinha,** (2017), Mesoporous γ-Alumina with Isolated Silica Sites for Direct Liquid Hydrocarbon Production during Fischer–Tropsch Reactions in Microchannel Reactor, ACS Sustainable Chemistry & Engineering, 5 7576-7586.

[114] **M. Mandić, B. Todić, L. Živanić, N. Nikačević, D.B. Bukur**, (2017), Effects of catalyst activity, particle size and shape, and process conditions on catalyst effectiveness and methane selectivity for Fischer–Tropsch reaction: a modeling study, Industrial & Engineering Chemistry Research, 56 2733-2745.

[115] **L. Zhang, H. Chu, H. Qu, Q. Zhang, H. Xu, J. Cao, Z. Tang, J. Xuan,** (2018), An investigation of efficient microstructured reactor with monolith Co/anodic γ-Al2O3/Al catalyst in Fischer-Tropsch synthesis, International Journal of Hydrogen Energy, 43 3077-3086.

[116] **A. Rai, M. Anand, S.A. Farooqui, M.G. Sibi, A.K. Sinha,** (2018), Kinetics and computational fluid dynamics study for Fischer–Tropsch synthesis in microchannel and fixed-bed reactors, Reaction Chemistry & Engineering, 3 319-332.

[117] **R.Y. Abrokwah, M.M. Rahman, V.G. Deshmane, D. Kuila,** (2019), Effect of titania support on Fischer-Tropsch synthesis using cobalt, iron, and ruthenium catalysts in silicon-microchannel microreactor, Molecular Catalysis, 478 110566.

[118] **H. Becker, R. Güttel, T. Turek,** (2019), Performance of diffusion-optimised Fischer–Tropsch catalyst layers in microchannel reactors at integral operation, Catalysis Science & Technology, 9 2180-2195.

[119] **A. Theampetch, P. Narataruksa, C. Prapainainar, T. Sornchamni,** (2019), Single Layer and Multilayers of Ru/Al2O3 Using Washcoating Method on Stainless Steel Substrate for Fischer Tropsch Synthesis in Microchannel Reactor, Applied Science and Engineering Progress, 12 298-304.

[120] **N. Mohammad, R.Y. Abrokwah, R.G. Stevens-Boyd, S. Aravamudhan, D. Kuila,** (2020), Fischer-Tropsch Studies in a 3D-Printed Stainless Steel Microchannel Microreactor Coated with Cobalt-based Bimetallic-MCM-41 Catalysts, Catalysis Today,.

[121] **S. Bepari, R. Stevens-Boyd, N. Mohammad, X. Li, R. Abrokwah, D. Kuila,**

(2020), Composite mesoporous SiO2-Al2O3 supported Fe, FeCo and FeRu catalysts for Fischer-Tropsch studies in a 3-D printed stainless-steel microreactor, Materials Today: Proceedings.

[122] **G.L. Puma, I. Salvadó-Estivill, T.N. Obee, S.O. Hay**, (2009), Kinetics rate model of the photocatalytic oxidation of trichloroethylene in air over TiO2 thin films, Separation and Purification Technology, 67 226-232.

[123] **R. Purwadi, C. Niklasson, M.J. Taherzadeh**, (2004), Kinetic study of detoxification of dilute-acid hydrolyzates by Ca (OH) 2, Journal of biotechnology, 114 187-198.

[124] **C.A. Gaertner, J.C. Serrano-Ruiz, D.J. Braden, J.A. Dumesic,** (2009), Catalytic coupling of carboxylic acids by ketonization as a processing step in biomass conversion, Journal of Catalysis, 266 71-78.

[125] **R.N. Mandapati, S. Daggupati, S.M. Mahajani, P. Aghalayam, R.K. Sapru, R.K. Sharma, A. Ganesh,** (2012), Experiments and kinetic modeling for CO2 gasification of Indian coal chars in the context of underground coal gasification, Industrial & engineering chemistry research, 51 15041-15052.

[126] **S. Dubey, D. Gusain, Y.C. Sharma**, (2016), Kinetic and isotherm parameter determination for the removal of chromium from aqueous solutions by nanoalumina, a nanoadsorbent, Journal of Molecular Liquids, 219 1-8.

[127] **L. Coroller, V. Guerrot, V. Huchet, Y. Le Marc, P. Mafart, D. Sohier, D. Thuault,** (2005), Modelling the influence of single acid and mixture on bacterial growth, International journal of food microbiology, 100 167-178.

[128] **R. Sulaiman, K.D. Dolan**, (2013), Effect of amylose content on estimated kinetic parameters for a starch viscosity model, Journal of food engineering, 114 75-82.

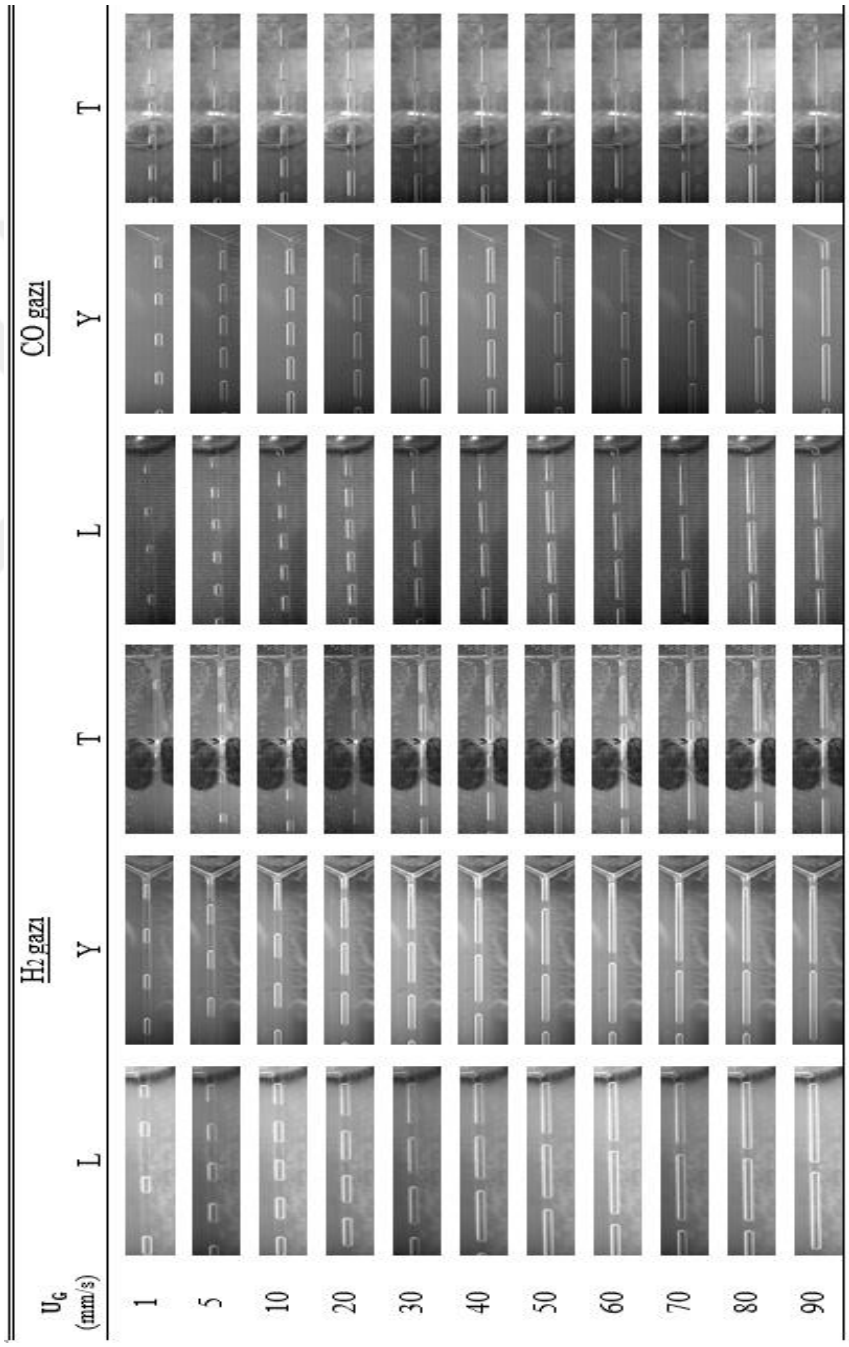
[129] **S. Haase, T. Bauer,** (2011), New method for simultaneous measurement of hydrodynamics and reaction rates in a mini-channel with Taylor flow, Chemical engineering journal, 176 65-74.

[130] **Y. Su, G. Chen, Q. Yuan,** (2012), Influence of hydrodynamics on liquid mixing during Taylor flow in a microchannel, AIChE journal, 58 1660-1670.

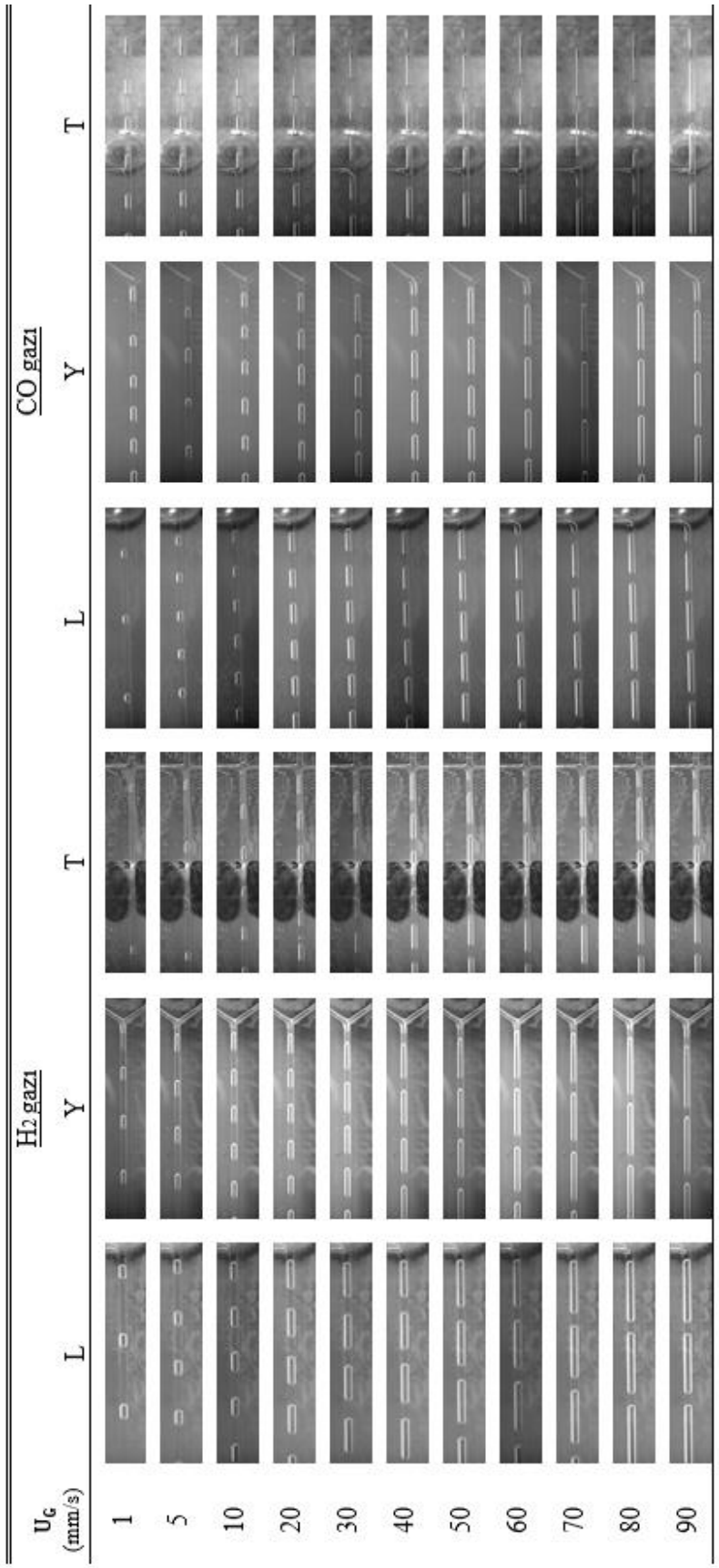
EKLER

EK A: Kabarcık ve slugların farklı hızlardaki görüntüleri

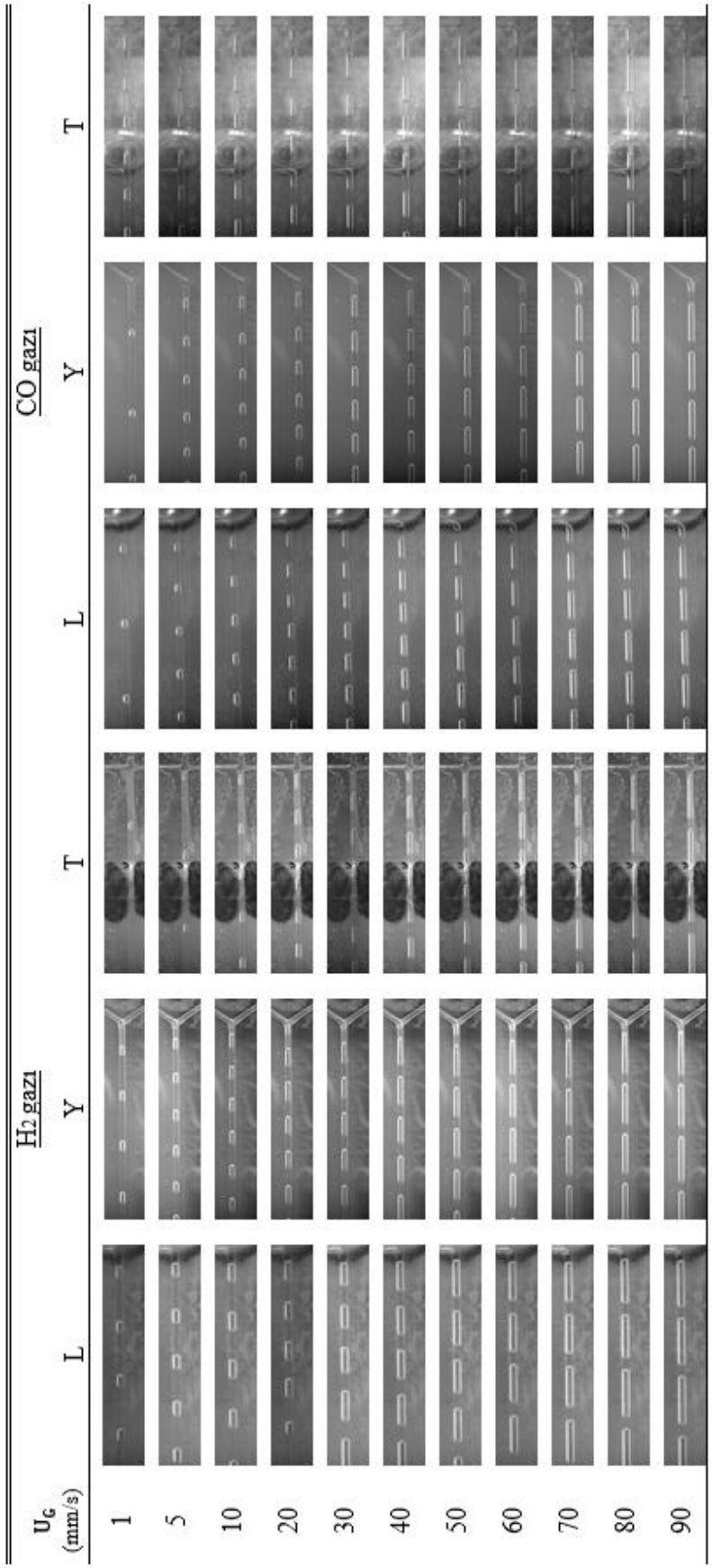
Çizelge A. 1: U_L=20 mm/s 'de reaktörlerde gaz geçişleri.



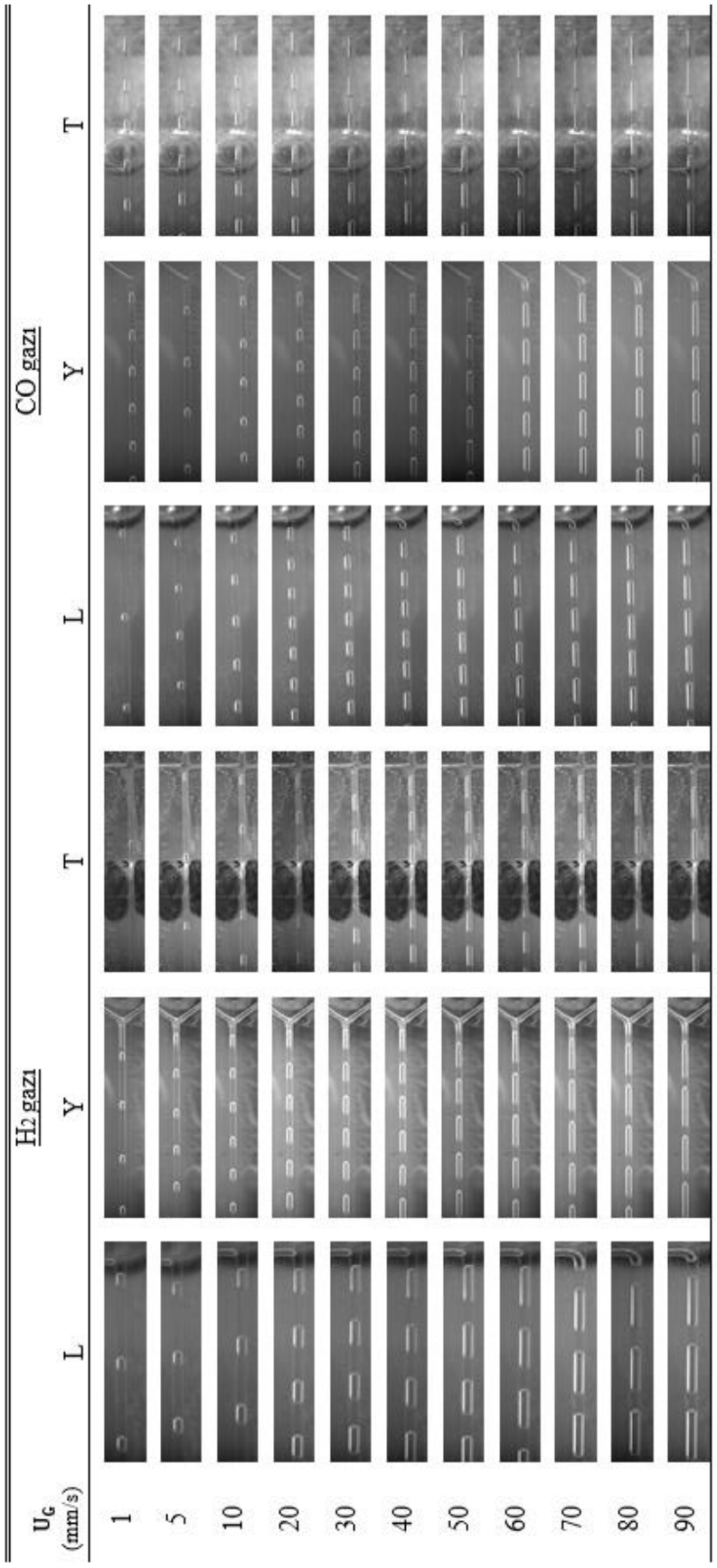
Çizelge A. 2: U_L 30 mm/s 'de reaktörlerde gaz geçişleri.



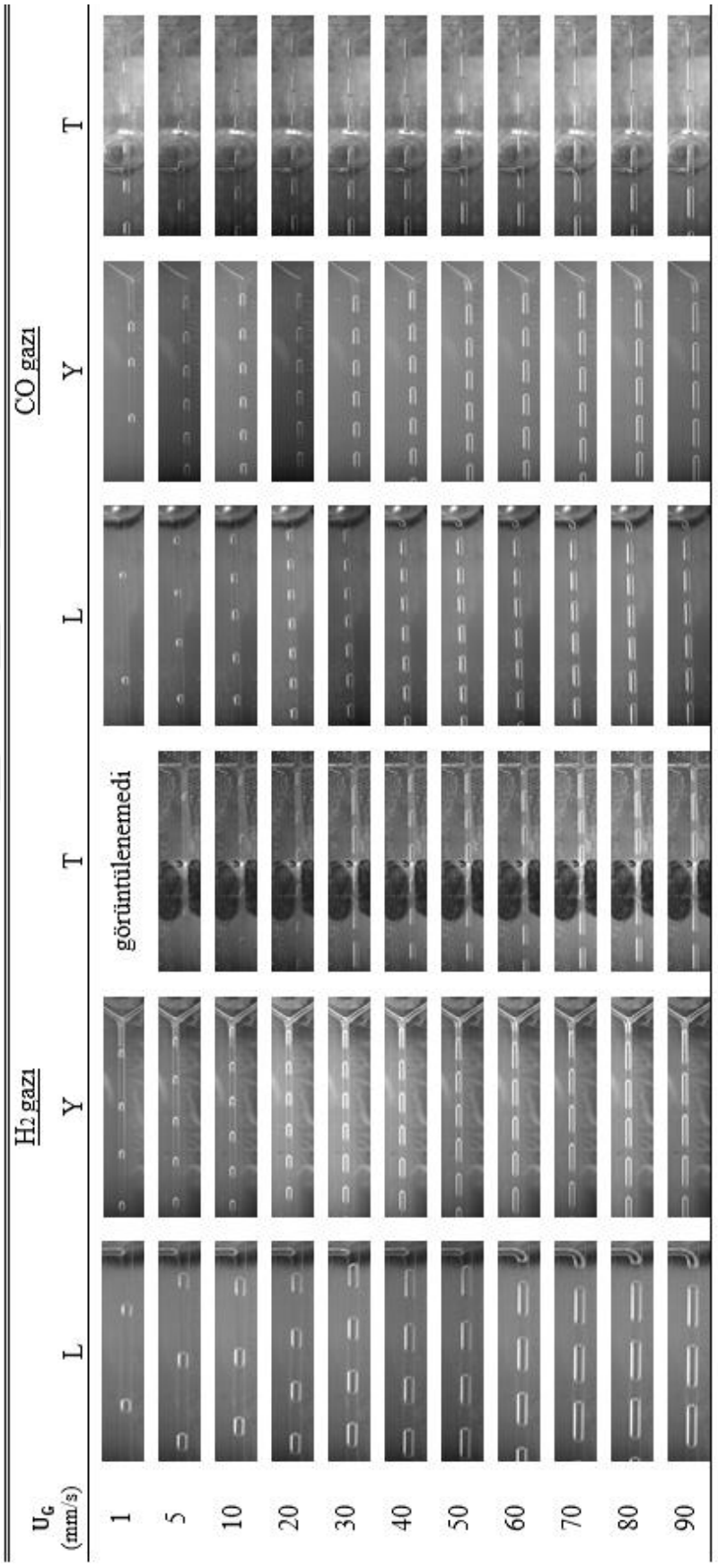
Çizelge A. 3: U_L =40 mm/s 'de reaktörlerde gaz geçişleri.



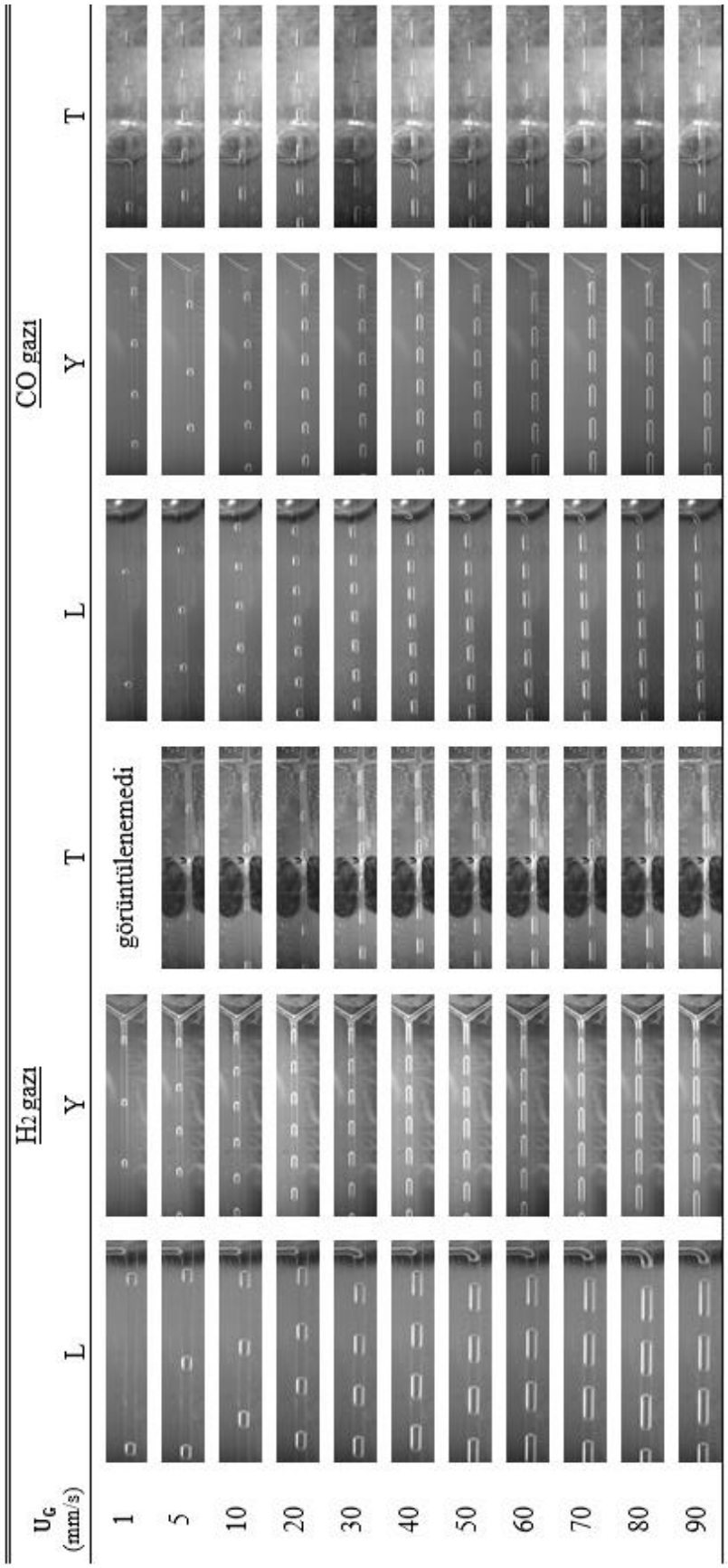
Çizelge A. 4: U_L =50 mm/s 'de reaktörlerde gaz geçişleri.



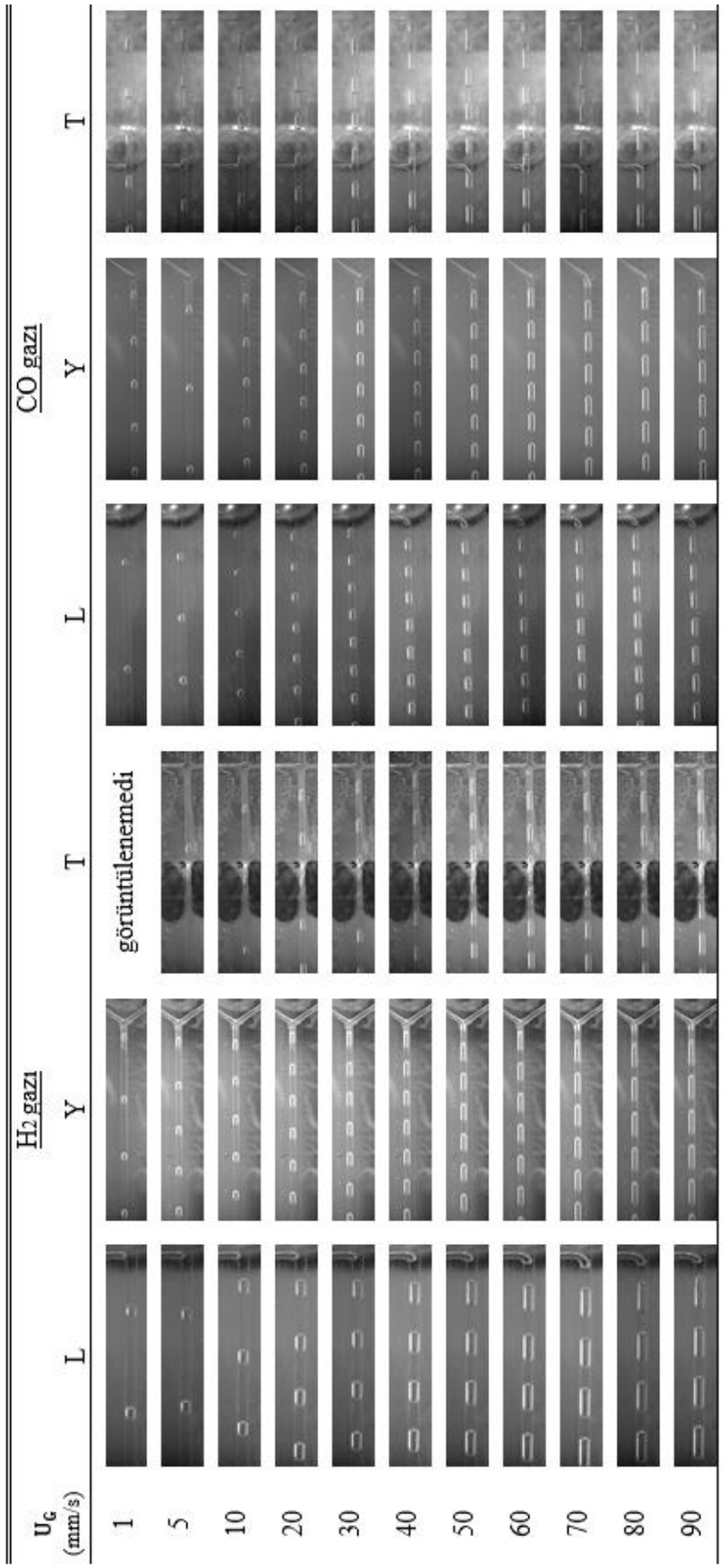
Çizelge A. 5: UL =60 mm/s ’de reaktörlerde gaz geçişleri.



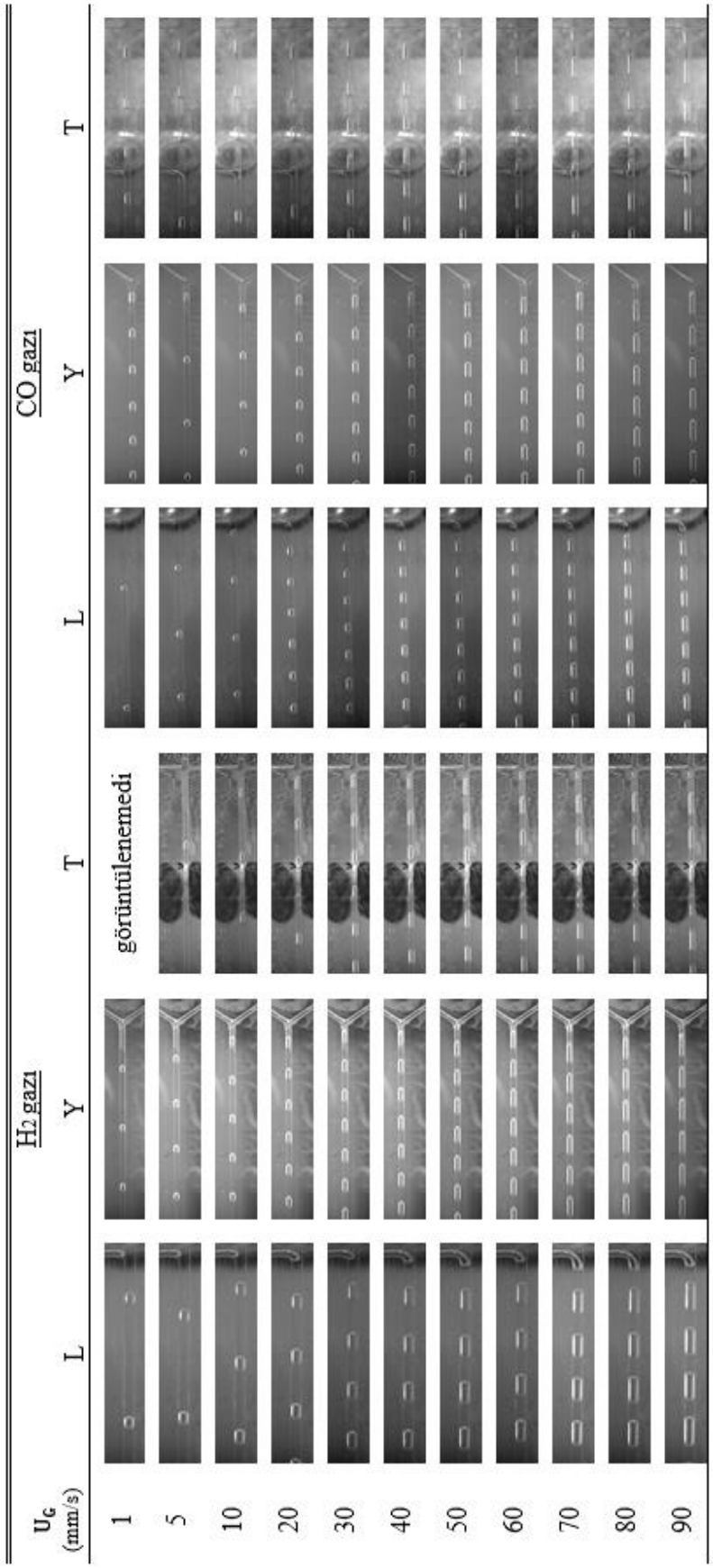
Çizelge A. 6: UL =70 mm/s ’de reaktörlerde gaz geçişleri.



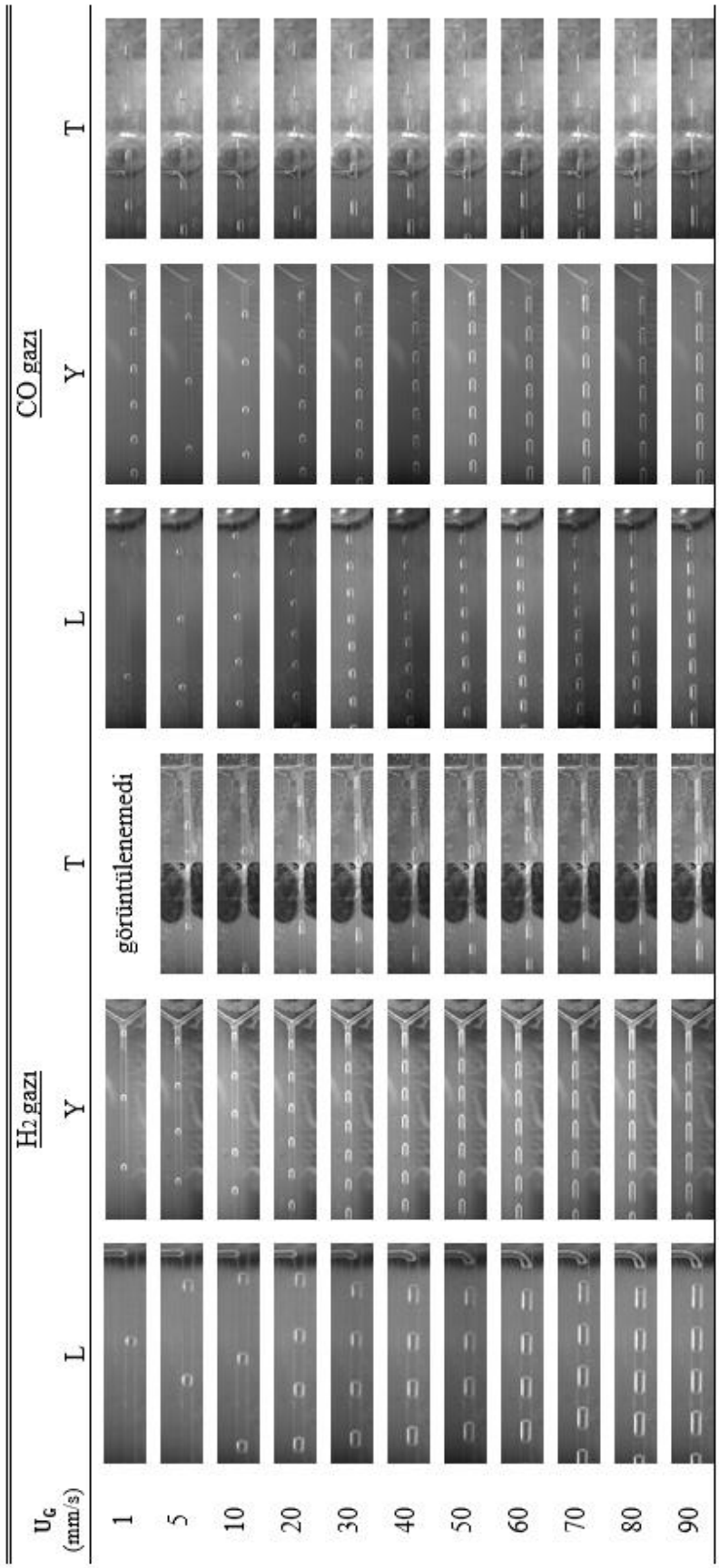
Çizelge A. 7: UL =80 mm/s ’de reaktörlerde gaz geçişleri.



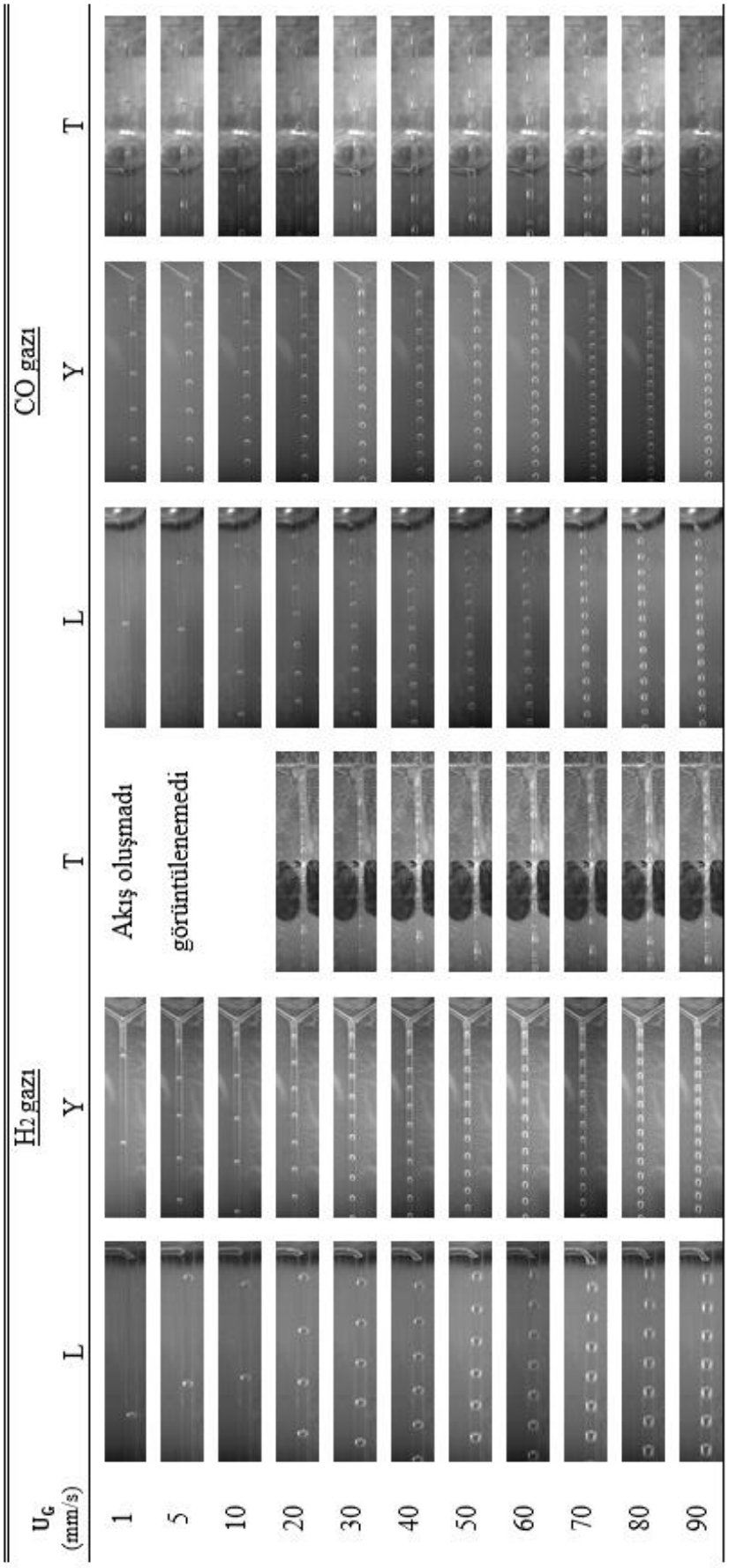
Çizelge A. 8: UL =90 mm/s ’de reaktörlerde gaz geçişleri.



Çizelge A. 9: UL =100 mm/s ’de reaktörlerde gaz geçişleri.



Çizelge A. 10: UL =200 mm/s ’de reaktörlerde gaz geçişler.



EK B: Literatür modelleri

Çizelge B. 1: Qian & Lawal-Ls.

Model $L_s/d_h = x_1 \varepsilon_G^{x_2} (1-\varepsilon_G)^{x_3} Re_v^{x_4} Ca^{x_5}$						
	a	b	c	d	e	R^2
Orjinal	1.637	-0.893	-0.05	-0.075	-0.0687	
L-H2-Ls	0.9211	-0.9797	12.2567	-0.4527	-0.0008	0,95948
T-CO-Ls	1.3979	-1.0023	19.1364	-0.2422	-0.052	0.99453
T-H2-Ls	1.1804	-0.9594	29.6214	-0.201	-0.0424	0.97334
L-CO-Ls	0.4854	-0.7824	12.5493	-0.2748	-0.1311	0.91753
Y-CO-Ls	1.1275	-0.8011	17.8279	-0.1882	-0.0574	0.98143
Y-H2-Ls	1.2109	-0.8353	19.4954	-0.1975	-0.033	0.98667
L	6.6791	-0.8628	10.7101	-0.7267	0.2941	0.93041
T	1.1	1	2513.5	-187.9	0.1	0.96334
Y	1.12	-0.8178	16.2646	-0.1879	-0.0522	0.97624

Çizelge B. 2: Qian & Lawal Lb.

Model $L_B/d_h = x_1 \varepsilon_G^{x_2} (1-\varepsilon_G)^{x_3} Re_v^{x_4} Ca^{x_5}$						
	a	b	c	d	e	R^2
Orjinal	1.637	-0.893	-0.05	-0.075	-0.0687	
L-H2-Lb	177.4429	1.3638	261.9768	-0.8104	0.5048	0.94665
L-CO-Lb	0.4854	-0.7824	12.5493	-0.2748	-0.1311	0, 91753
T-CO-Lb	343.9887	1.7003	261.971	-0.8237	0.4844	0.89667
T-CO-Lb	55.5	0.2	9637.3	-0.1	0.1	0.89667
T-CO-Lb	291.8994	1.7003	316.6284	-0.7979	0.4585	0.89667
T-H2-Lb	395.8113	1.4765	455.4678	-0.9072	0.5546	0.91983
T-H2_Lb	229.3	1,5	1004,1	0,8	0,5	0,91984
Y-CO-Lb	319.0778	1.2394	244.1368	-0.7525	0.558	0.95463
L	739,8	1,3	82603	-1	0,7	L
Y	511	1	29504	-1	1	Y
T	187	2	52145	-1	0	T

Çizelge B. 3: Kreutzer.

	Model $\frac{L_s}{d_h} = \frac{\beta_L}{x_1 - x_2 \beta_L^{x_3} \ln \beta_L}$			R^2
	a	b	c	
Orjinal	-0.00141	-1.556	2	
Y-H2	0.4487	-0.4162	-0.4162	0.80045
L-H2	0.676	-0.6193	0.3447	0.5264
T-H2	0.0055	2.4931	3.0706	0.62839
Y-CO	0.0096	1.9136	2.6682	0.6871
L-CO	0.6247	-0.5875	0.3553	0.62
T-CO	0.433	-0.51	0.4377	0.81657
L	0.6738	-0.6382	0.3569	0.56417
T	0.4535	-0.5242	0.4298	0.73773
Y	0.4241	-0.3934	0.3481	0.72087

Çizelge B. 4: Laborie Ls.

	Model $\frac{L_s}{d_h} = x_1 \frac{Re'^{x_2}_G}{E\ddot{o}^{x_3}}$ $Re'_G = \frac{\rho_L U_G d_h}{\mu_L}$			R^2
	a	b	c	
Orjinal	3451	-1.27	1.27	
L-H2	0,1368	-0,5078	14,212	0,85264
T-H2	0.6103	-0.6509	0.7596	0.56452
Y-CO	0.6747	-0.3875	0.7564	0.77394
L-CO	0.5215	-0.4128	0.6009	0.85494
T-CO	0.6105	-0.9505	0.6969	0.69303
Y-H2	0.6343	-0.4109	0.7188	0.72356
L	0.4912	-0.4575	0.5632	0.82734
T	0.6143	-0.8566	0.6918	0.57065
Y	0.6547	-0.3988	0.738	0.73052

Çizelge B. 5: Laborie Lb.

Model

$$\frac{L_b}{d_h} = x_1 \frac{Re_v^{x_2}}{E\ddot{o}^{x_3}} \quad Re_v = \frac{\rho_L U_{TP} d_h}{\mu_L} \quad E\ddot{o} = \frac{(\rho_L - \rho_G) d_h^2 g}{\sigma}$$

	a	b	c	R^2
Orjinal	0.0878	0.63	1.26	
L-H2	0.4542	-0.6905	1.5002	0.23749
T-H2	-	-	-	-
Y-CO	-	-	-	-
L-CO	17.5779	-0.6692	-1.2507	0.21888
T-CO				
L	2.5783	-0.6803	0.1929	0.22126
T	-	-	-	-
Y	-	-	-	-

Çizelge B. 6: Liu ve ark., Ls

Model:

$$L_s = \left(\frac{U_{TP}}{x_1 Re_G^{x_2} Re_L^{x_3}} \right)^2 \quad Re_G = \frac{\rho_L U_G d_c}{\mu_G} \quad Re_L = \frac{\rho_L U_L d_c}{\mu_L}$$

	a	b	c	R^2
Orjinal	0.088	0.72	0.19	
L-H2	43.7412	0.5532	0.5822	0.71152
T-H2	47.7422	0.4184	0.7304	0.72621
Y-H2	36.0223	0.5105	0.5297	0.89222
Y-CO	31.2433	0.5487	0.5226	0.67442
L-CO	37.1847	0.5733	0.5343	0.61102
T-CO	49.5755	0.395	0.8122	0.9082
L	40.149	0.564	0.5568	0.6458
T	49.8598	0.4008	0.7869	0.83161
Y	33.4559	0.5305	0.5261	0.7698

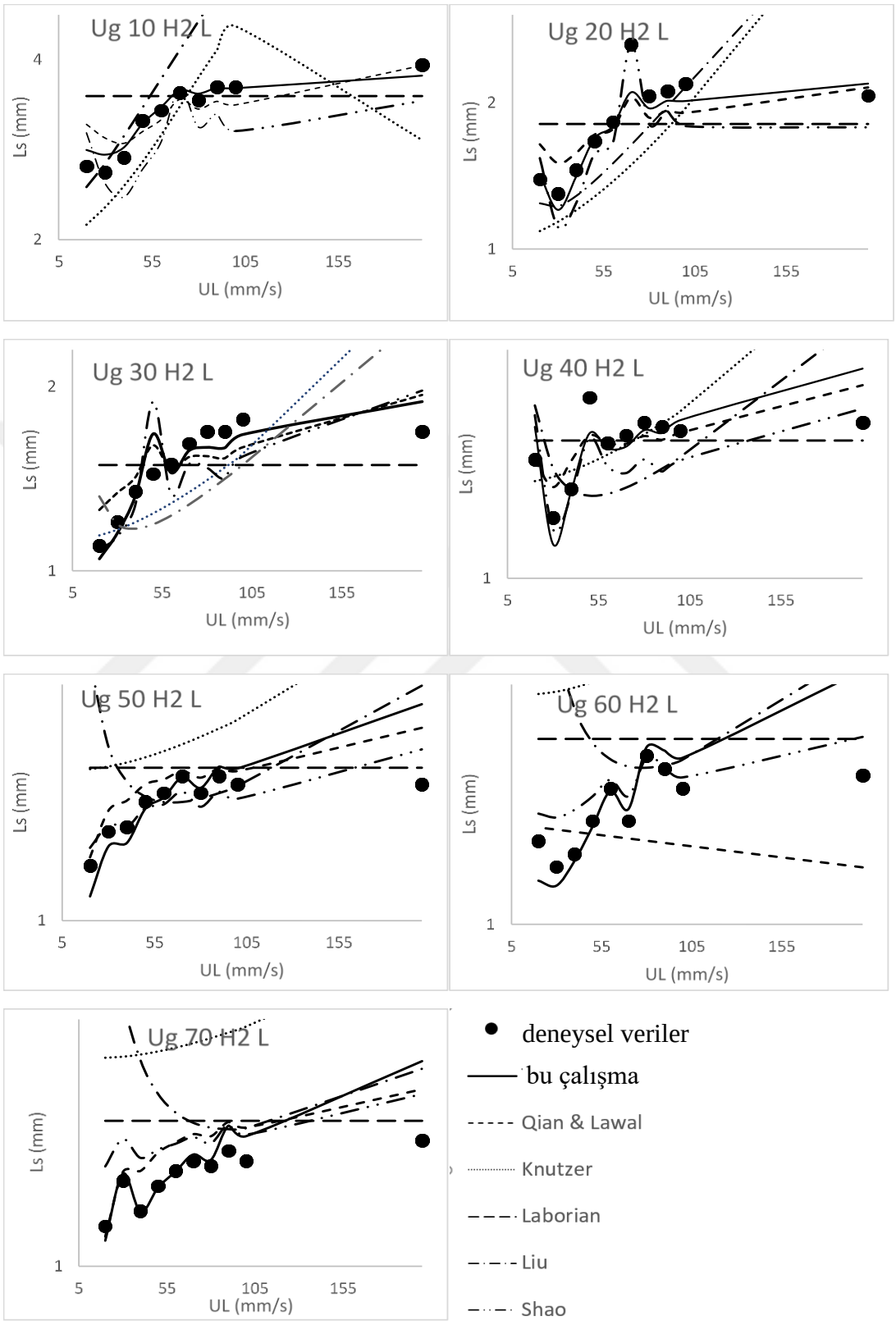
Çizelge B. 7: Shao Lb.

	Model $\frac{L_b}{d_h} = \left(1 + x_1 \frac{u_G}{u_L}\right)$	
	a	R^2
	0.57	
L-H2	3.1463	0.92753
L-H2	31.463	0,92753
T-H2	4.6349	0.95041
Y-H2	4.272	0.95537
L-CO	2.8691	0.93945
T-CO	6.6454	0.94196
Y-CO	3.6332	0.94542
L	3.0308	0.92461
T	5.684	0.88473
Y	4.039	0.9404

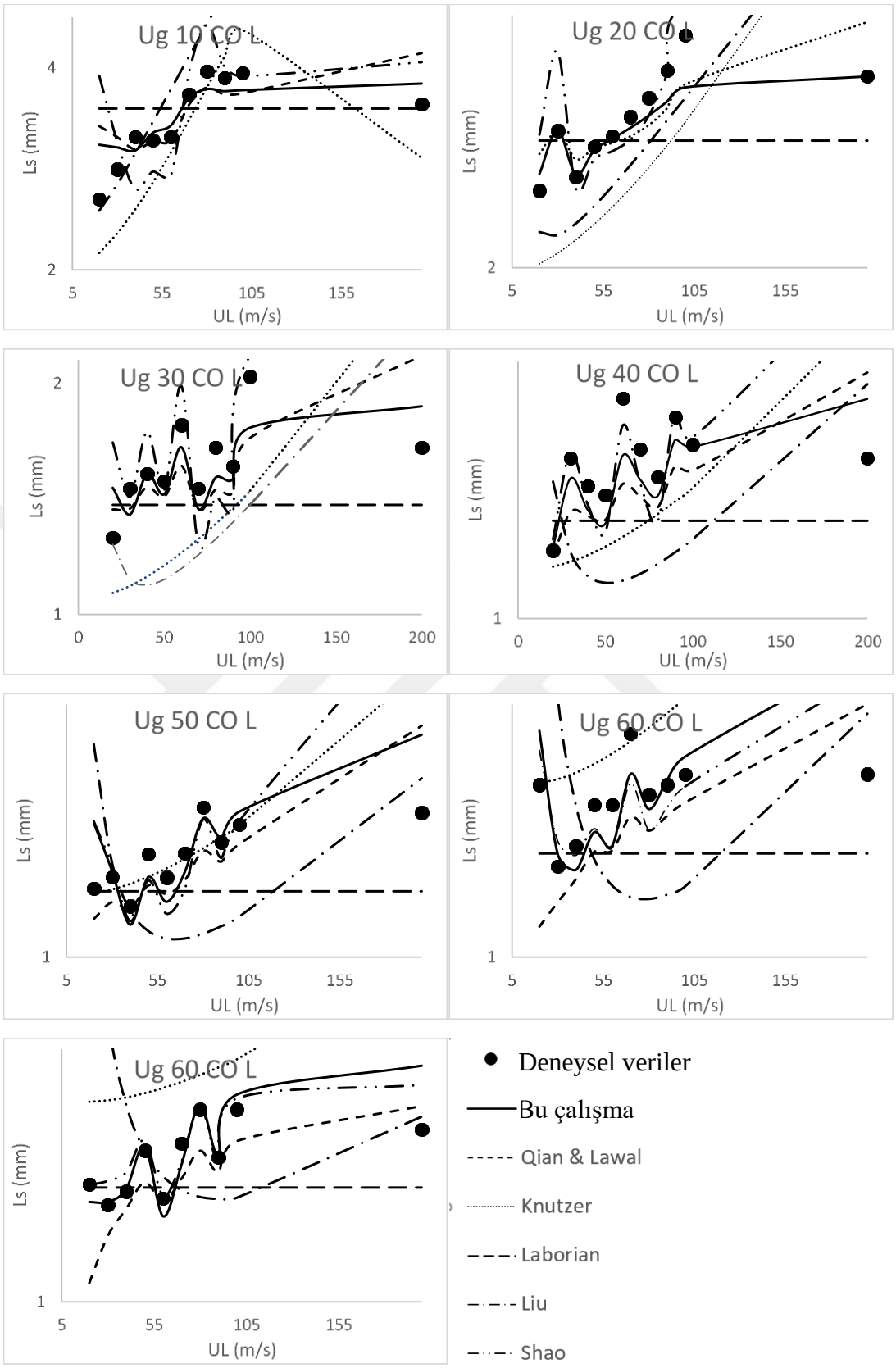
Çizelge B. 8: Shao Ls.

	Model $\frac{L_s}{d_h} = \left(1 + x_1 \frac{u_G}{u_L}\right)^{x_2} \left(\frac{1 - \varepsilon_G}{\varepsilon_G}\right)^{x_3}$			
	a	b	c	R^2
Orijnal	0.57	1	1	
L-H2	569.4294	2.3008	2.9016	0.93506
T-H2	6.2097	1.1312	1.5322	0.93849
Y-H2	49.857	1.6079	2.0842	0.93371
L-CO	283.7593	2.1613	2.6377	0.82292
T-CO	15.0357	1.2217	1.4818	0.95497
Y-CO	17.3921	1.3708	2.0747	0.79437
L	377.2255	2.2178	2.7471	0.85216
T	9.9874	1.178	1.503	0.91469
Y	26.2656	1.463	2.0631	0.84205

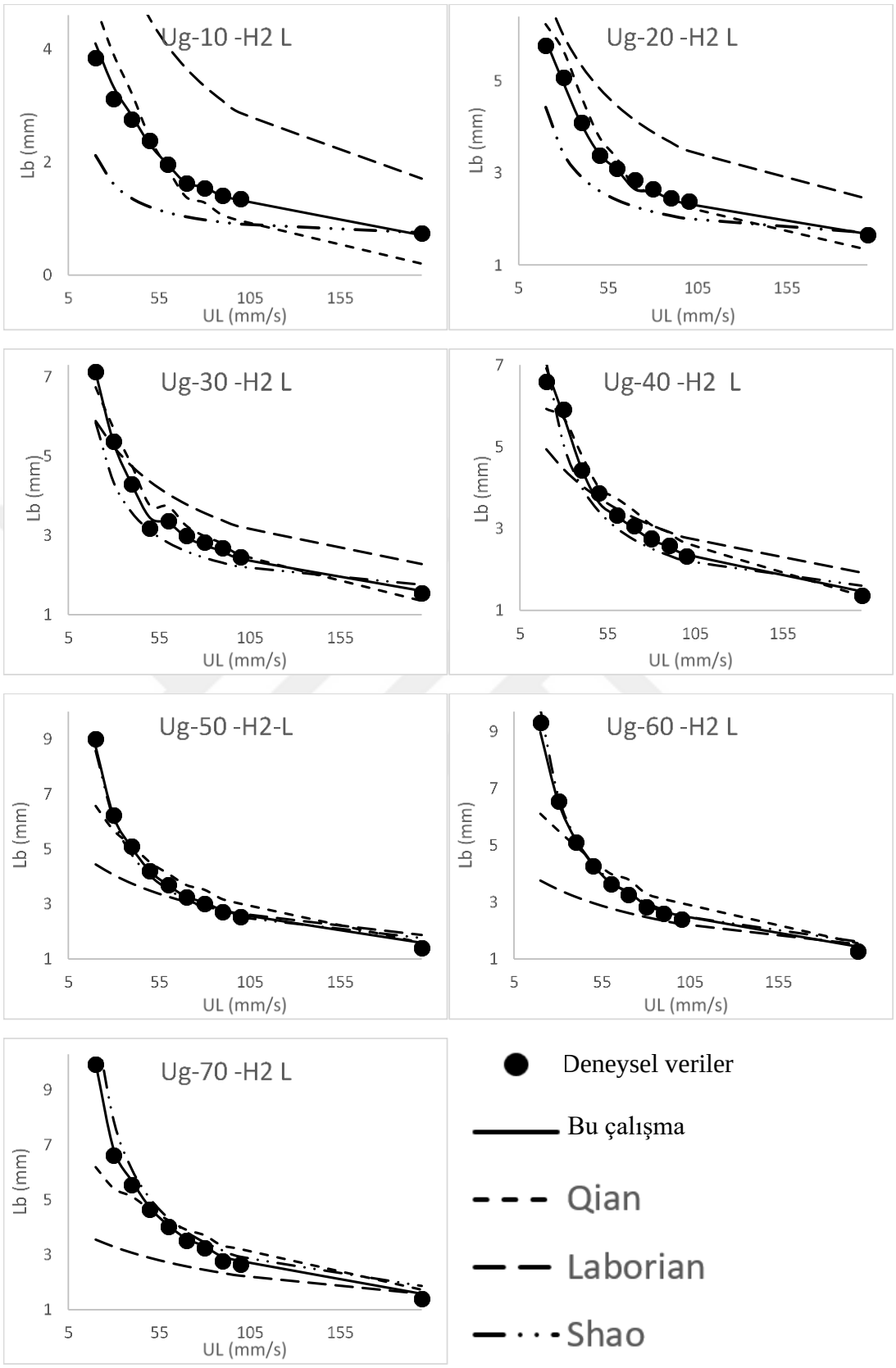
EK C: Yeni Modele Göre Hız - Uzunluk Grafikleri



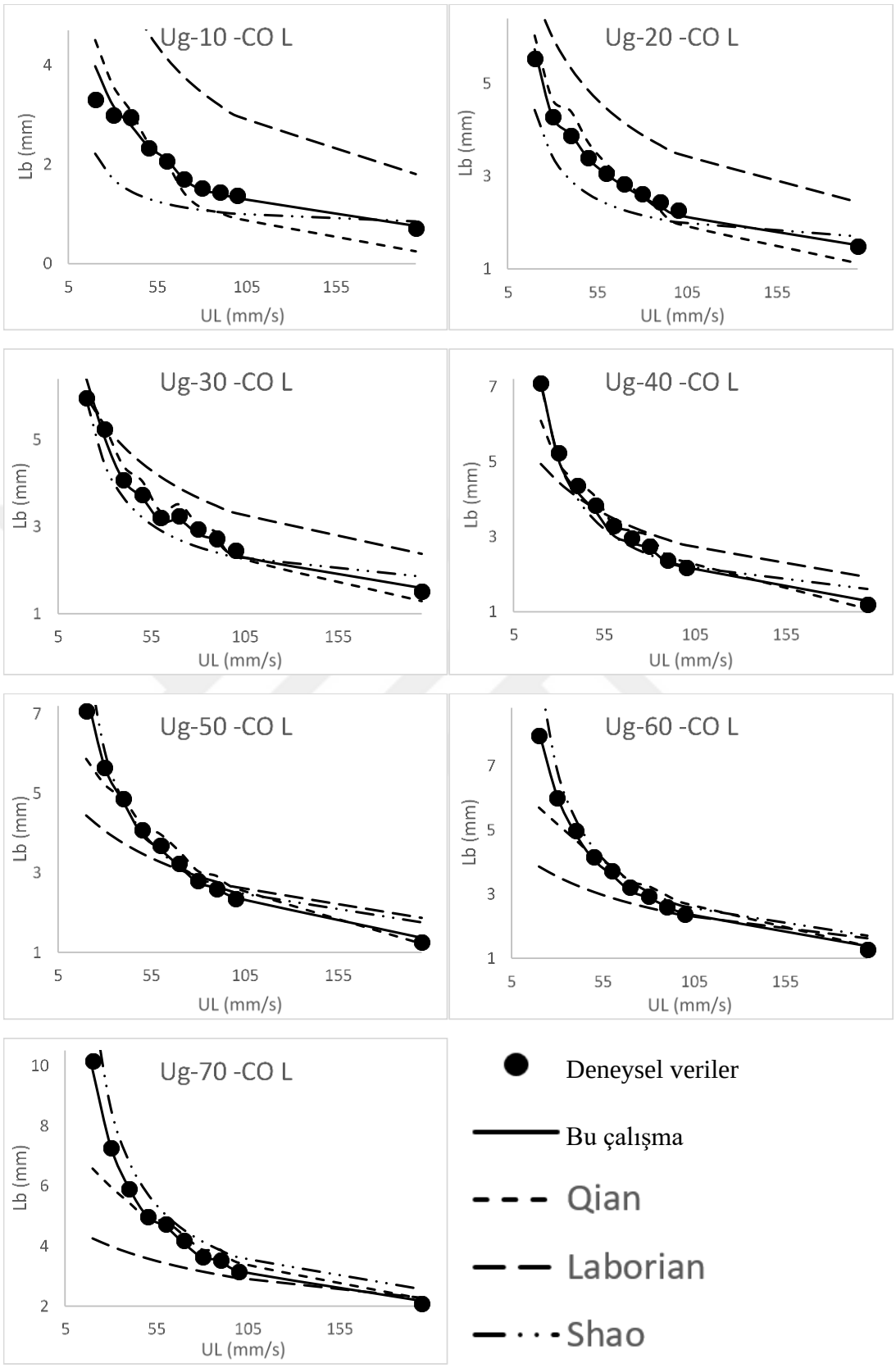
Şekil C. 1: L tipi reaktör H_2 slug uzunlukları



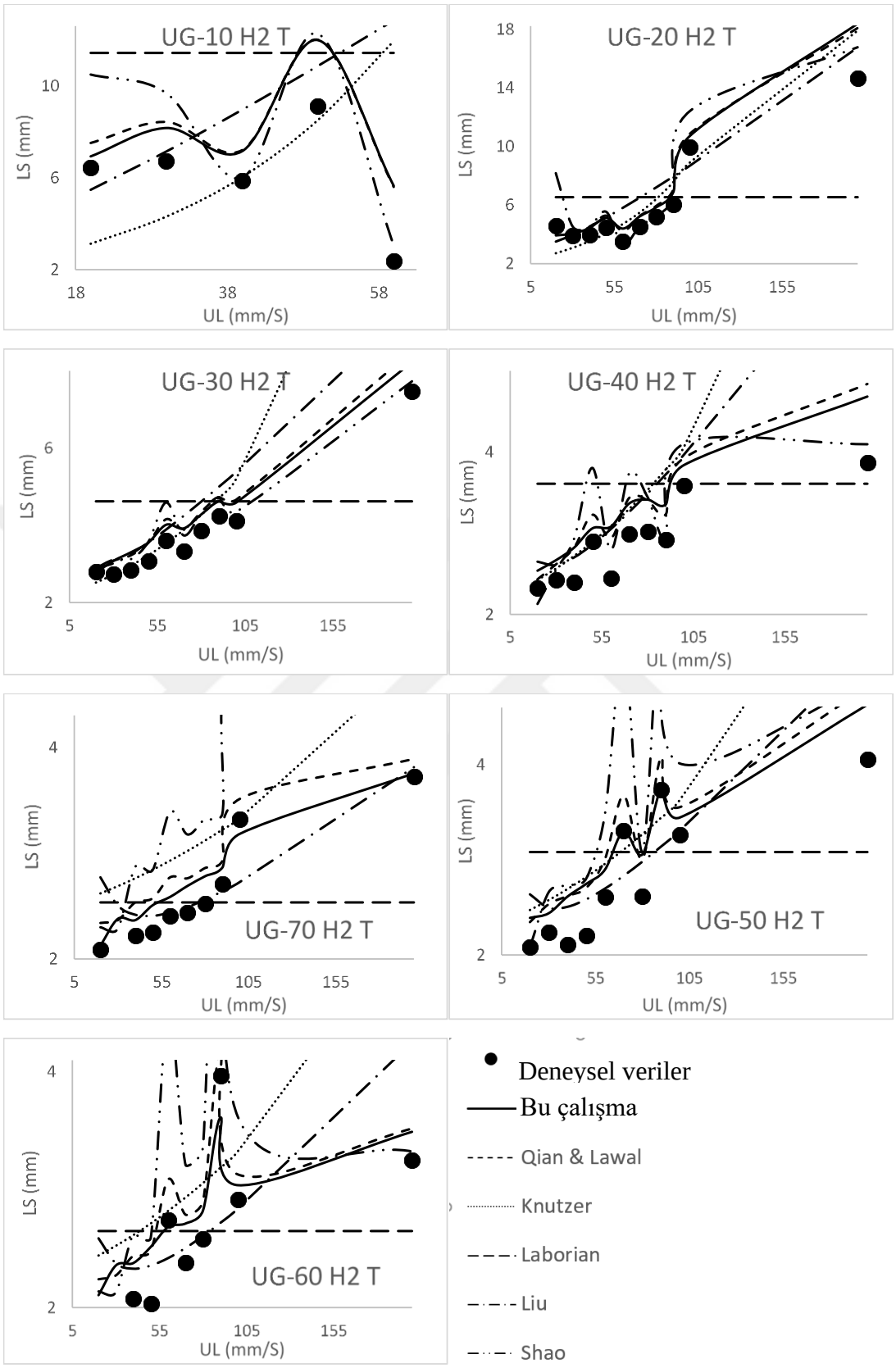
Şekil C. 2: L tipi reaktör CO slug uzunlukları



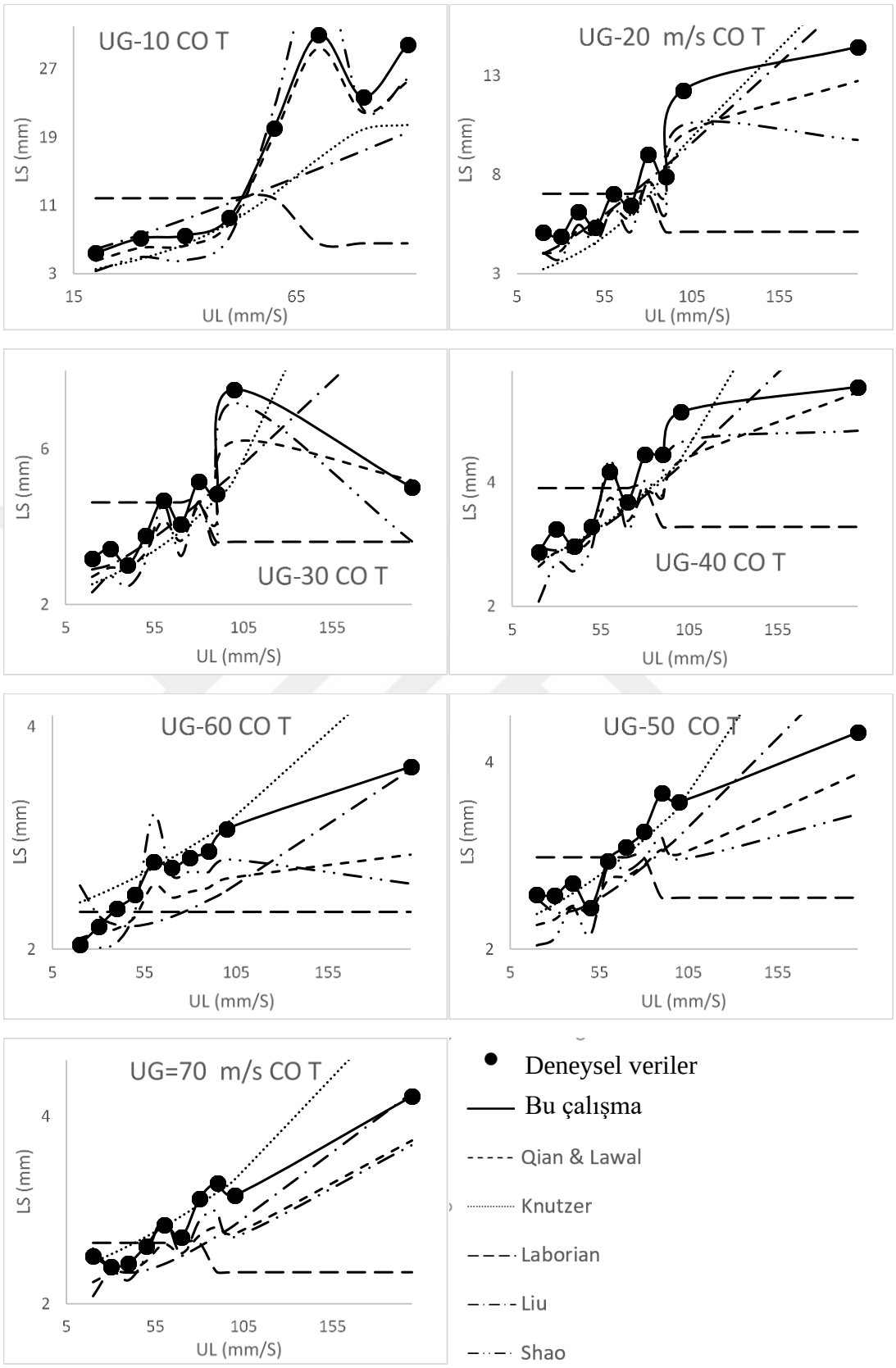
Şekil C. 3: L tipi reaktör H_2 kabarcık uzunlukları



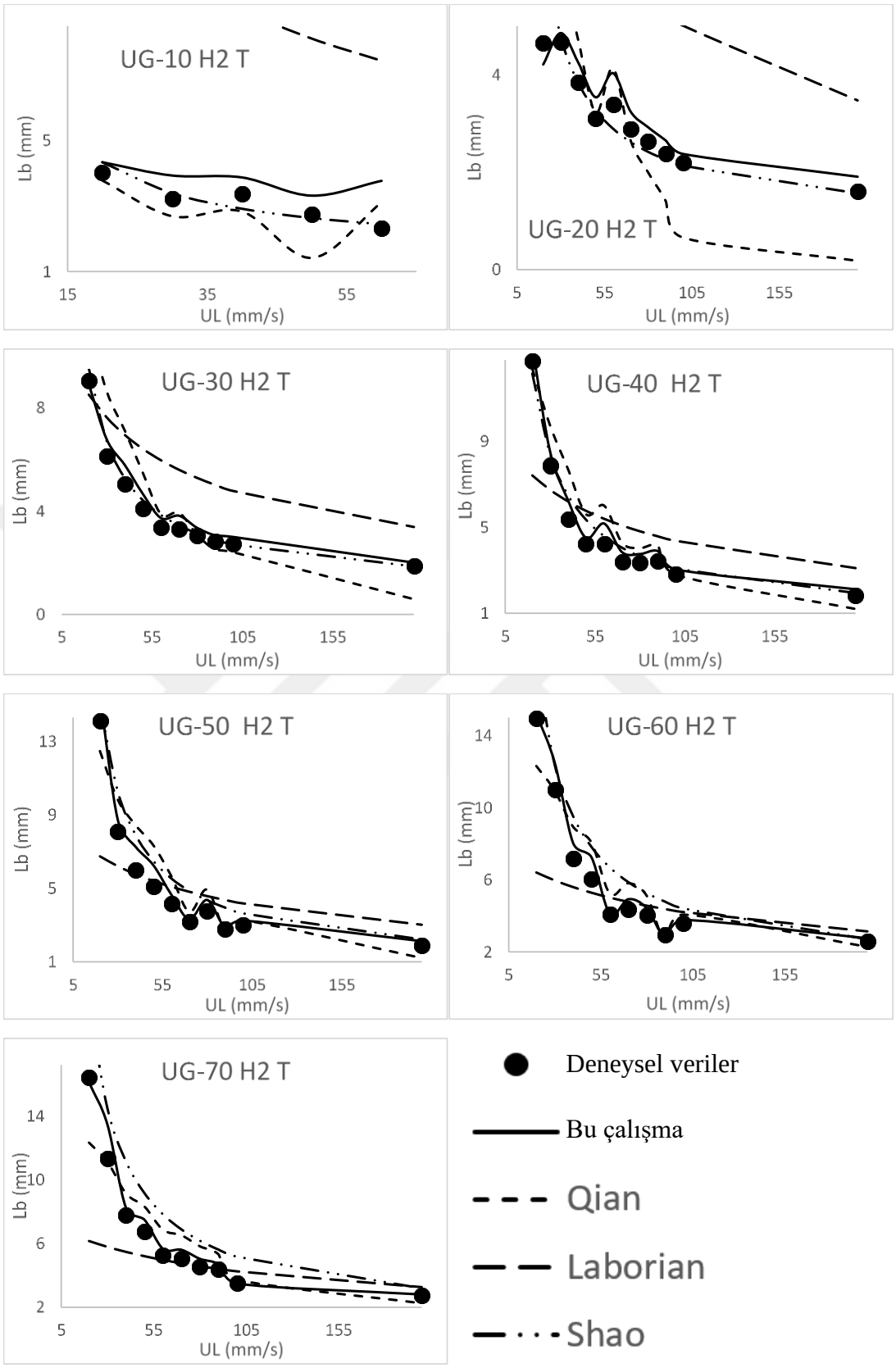
Şekil C. 4: L tipi reaktör CO kabarcık uzunlukları



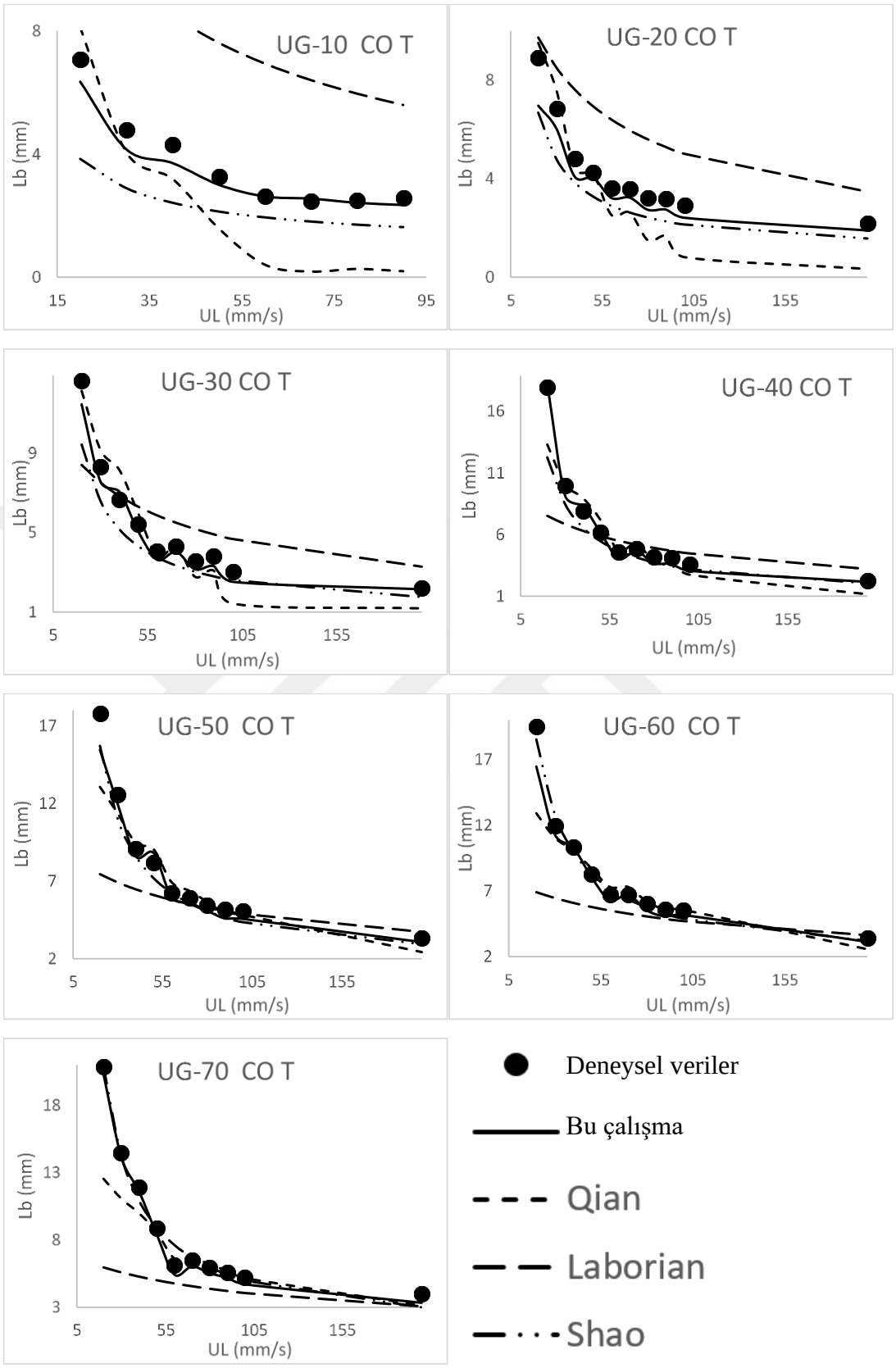
Şekil C. 5: T tipi reaktör H_2 slug uzunlukları



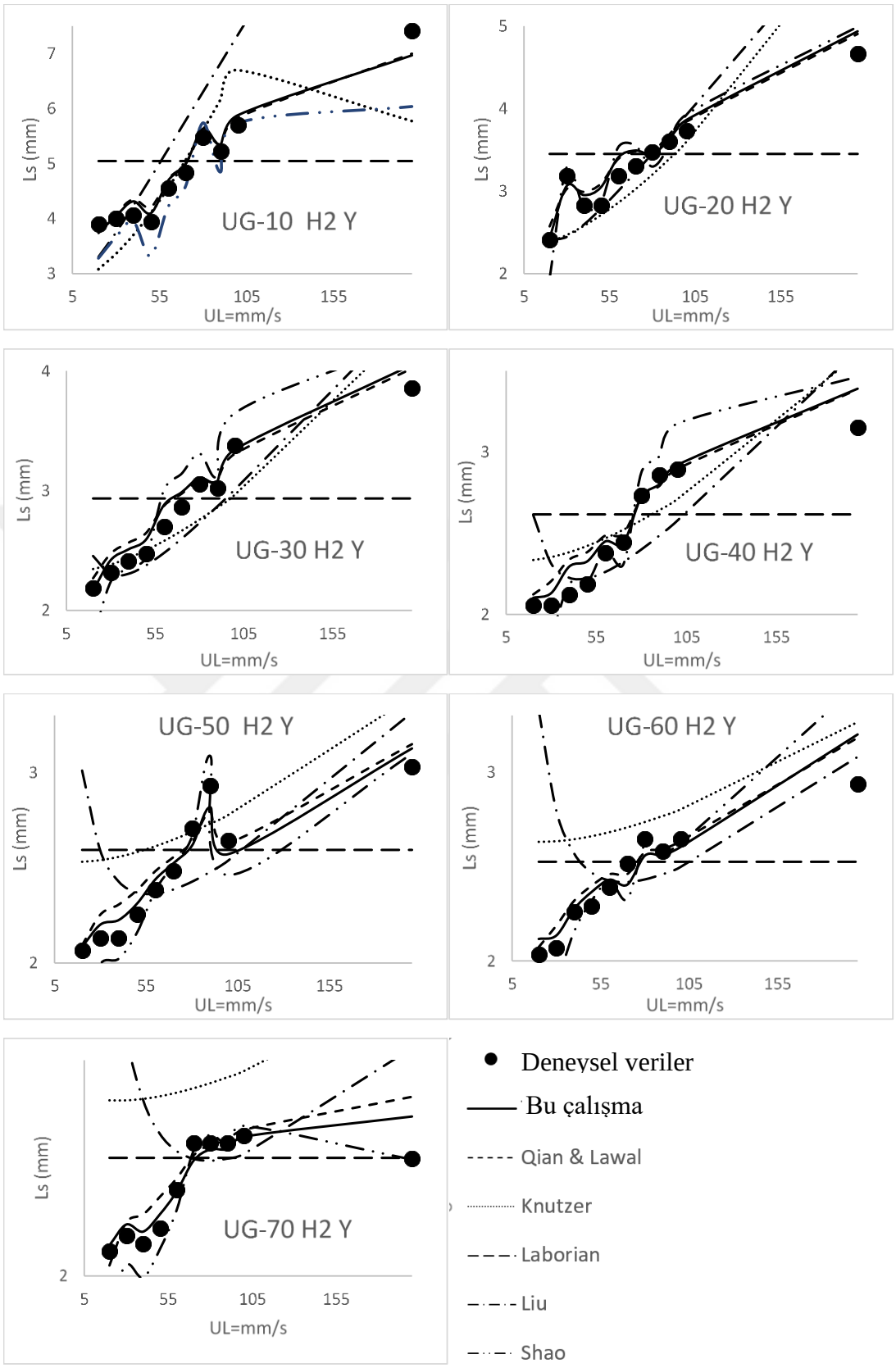
Şekil C. 6: T tipi reaktör CO slug uzunlukları



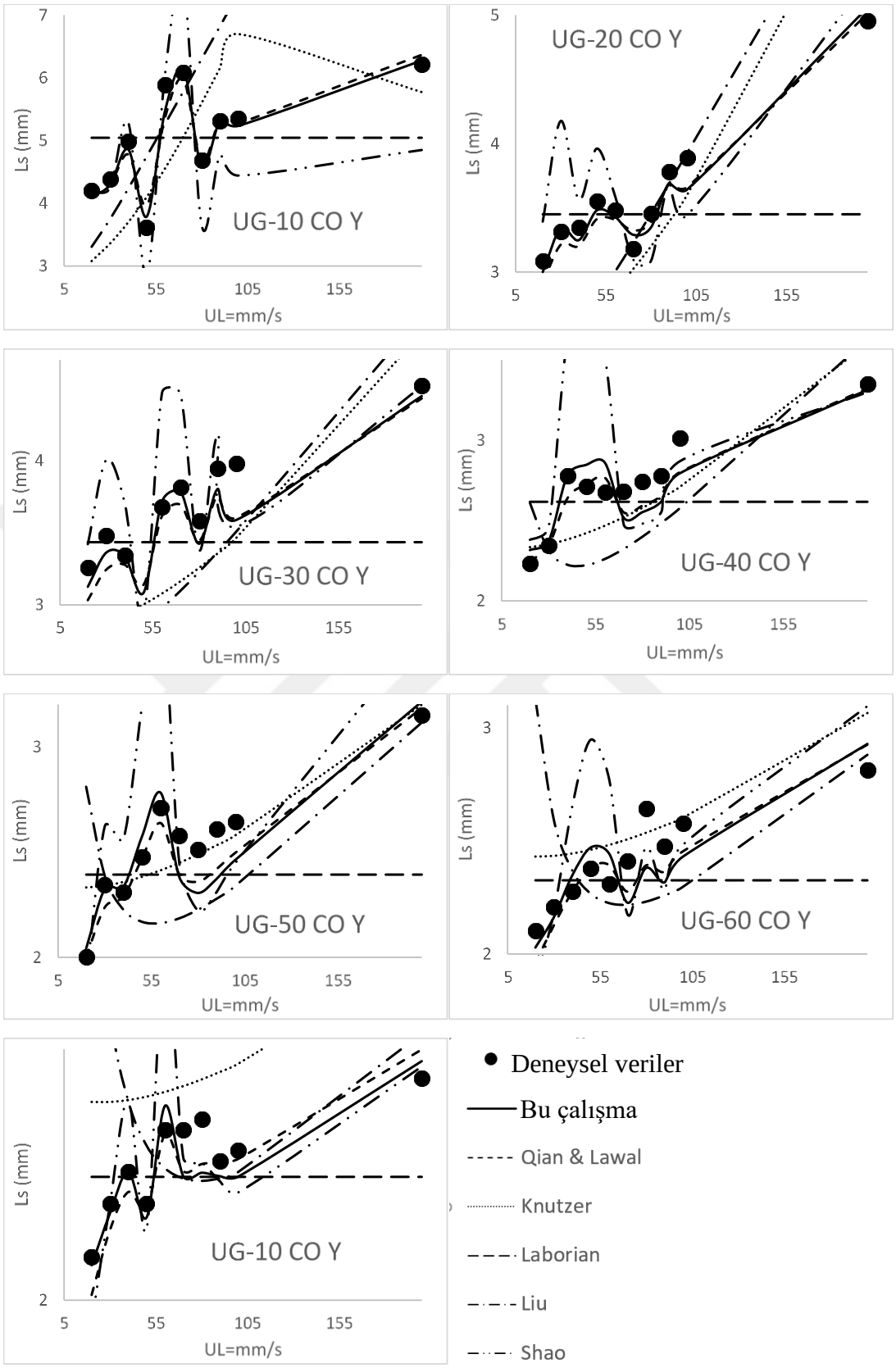
Şekil C. 7: T tipi reaktör H_2 kabarcık uzunlukları



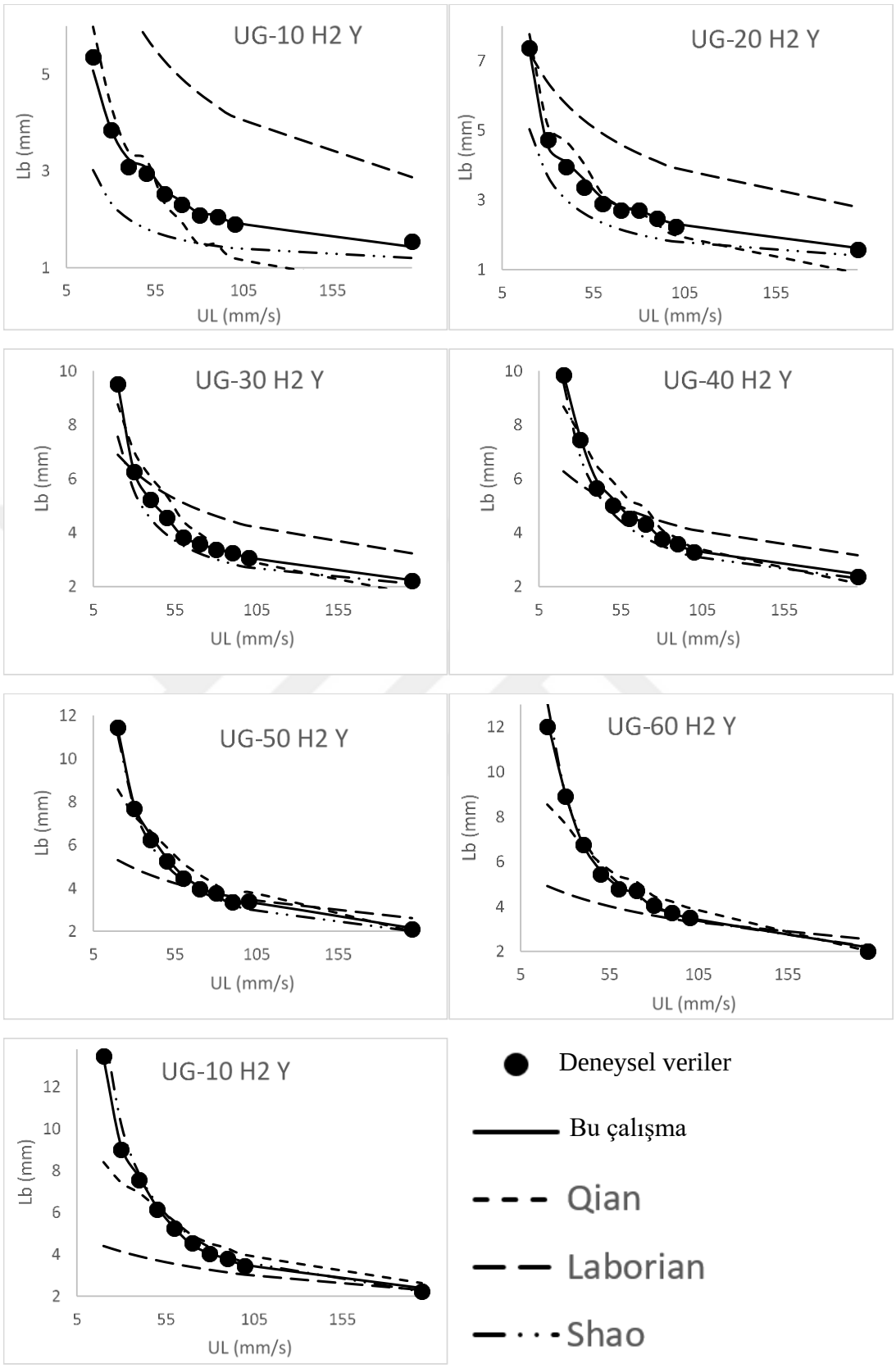
Şekil C. 8: T tipi reaktör CO kabarcık uzunlukları



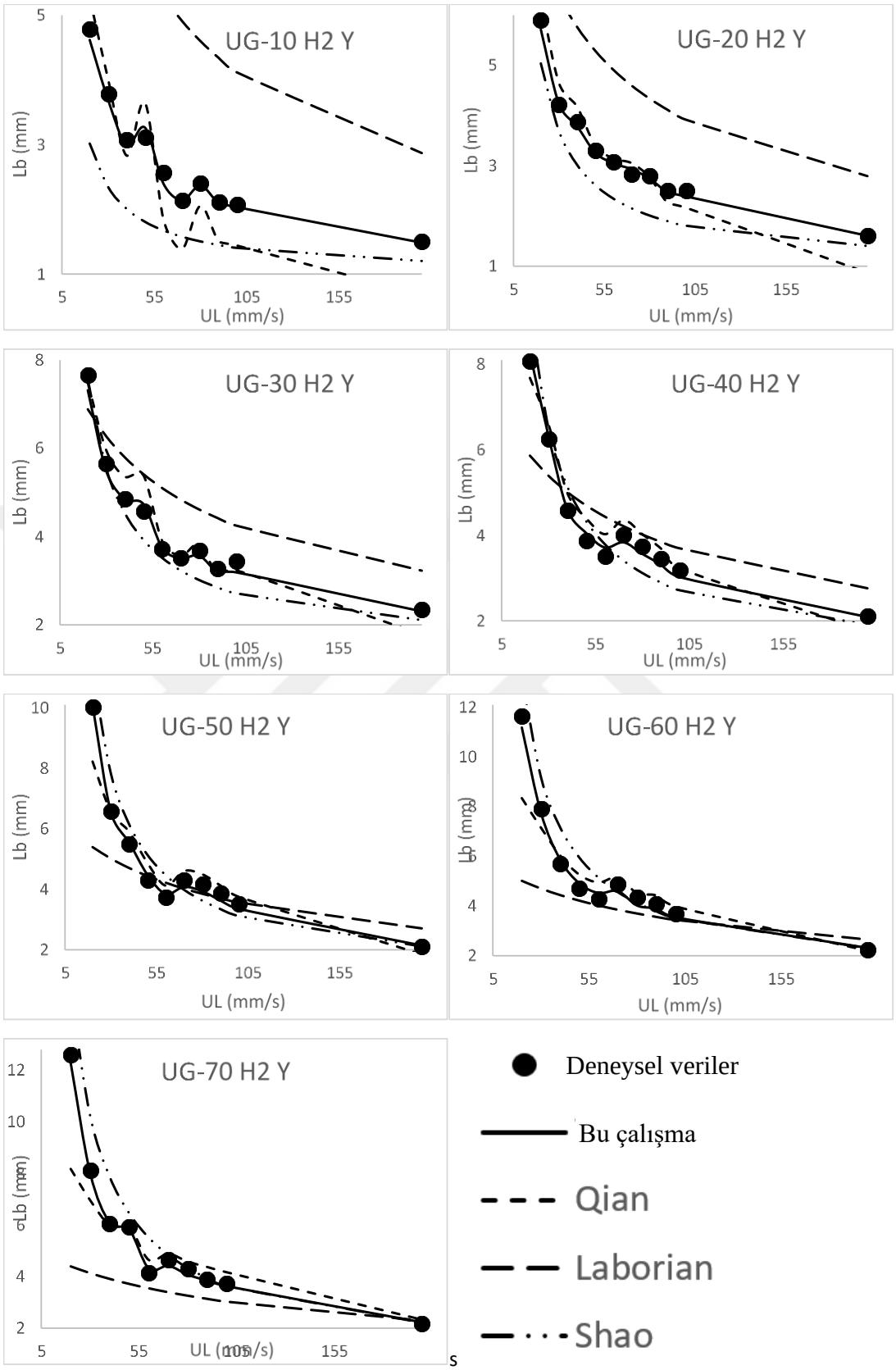
Şekil C. 9: Y tipi reaktör H_2 slug uzunlukları



Şekil C. 10: Y tipi reaktör CO slug uzunlukları

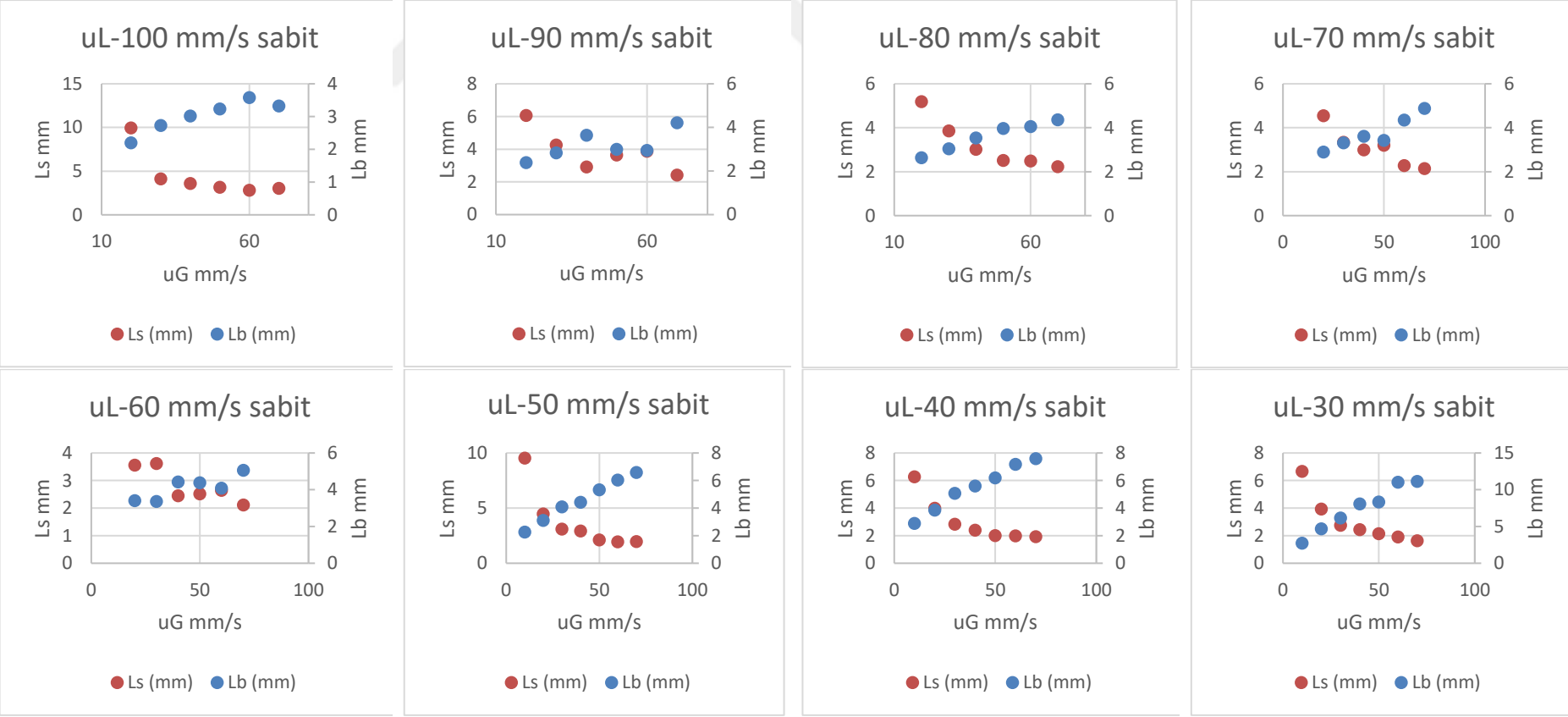


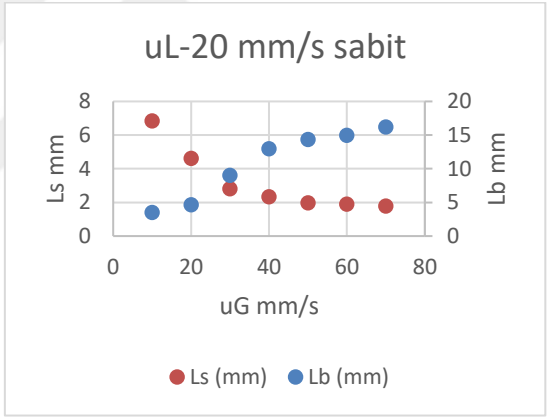
Şekil C. 11: Y tipi reaktör H_2 kabarcık uzunlukları



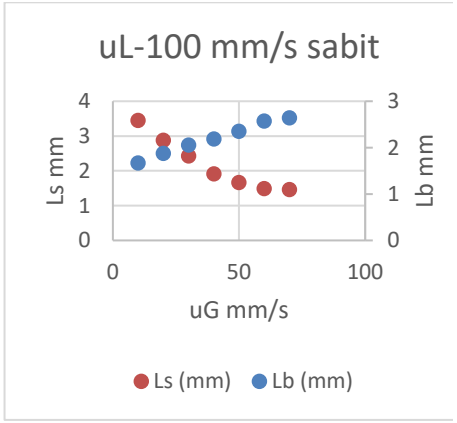
Şekil C. 12: Y tipi reaktör CO kabarcık uzunlukları

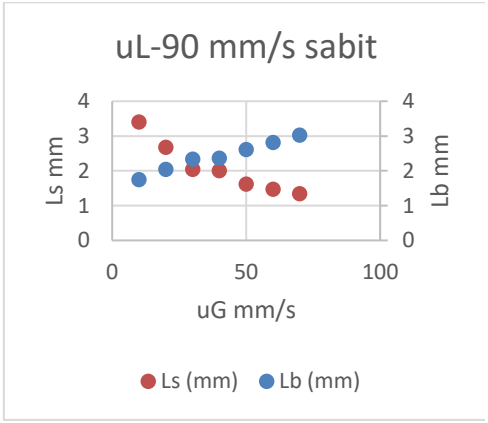
EK-D: Artan gaz akış hızı ile farklı reaktör tiplerinde Slug ve Kabarcık Uzunluklarının Değişimleri için gösterilen grafikler

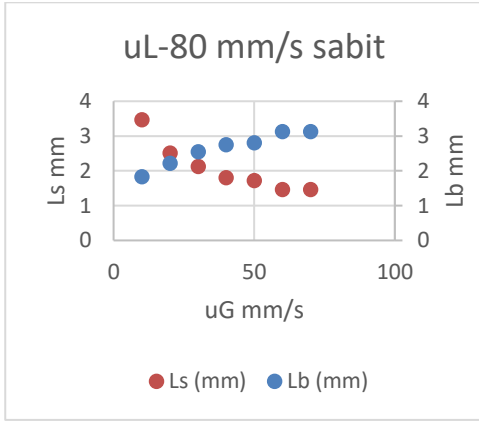


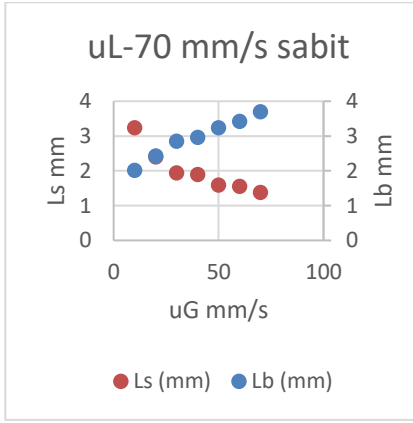


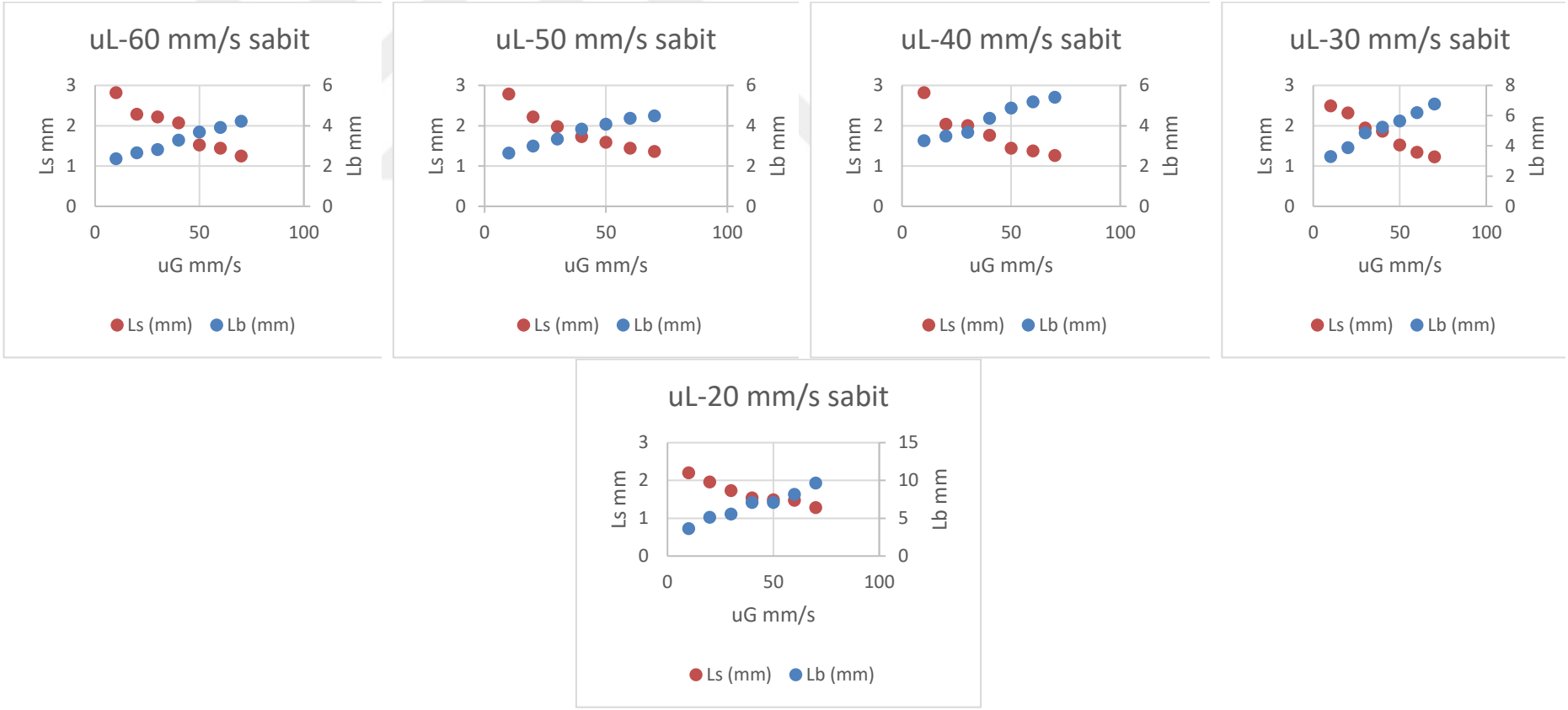
Şekil D. 1: L tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(H_2) akış hızı grafikleri



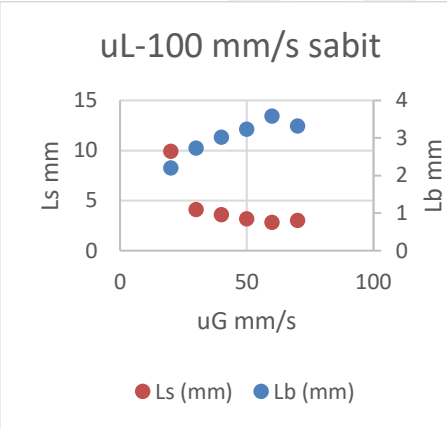


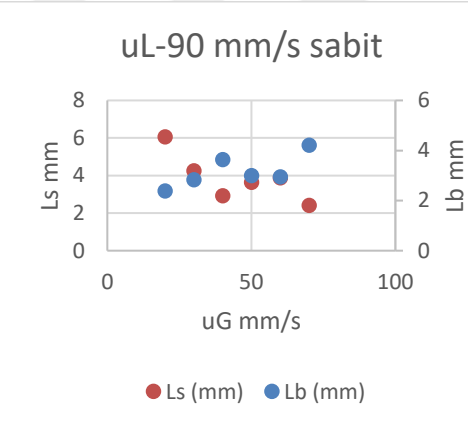


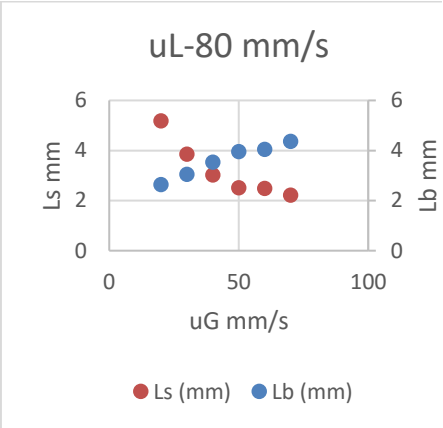


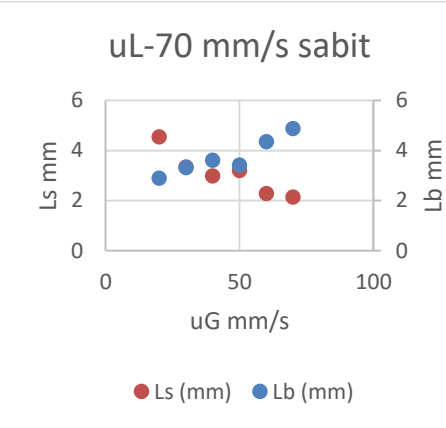


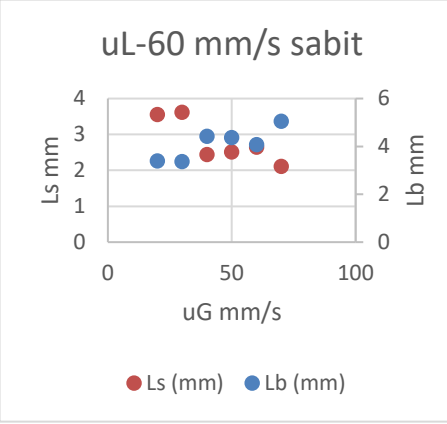
Şekil D. 2: L tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(CO) akış hızı grafikleri

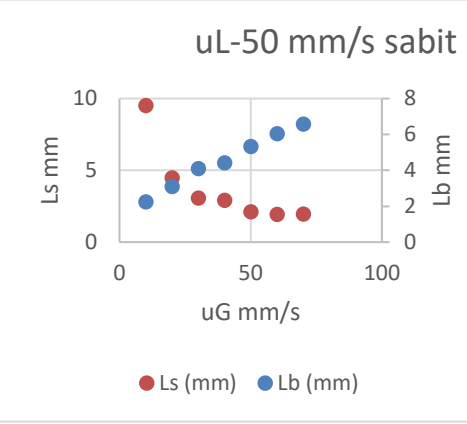

uL-100 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

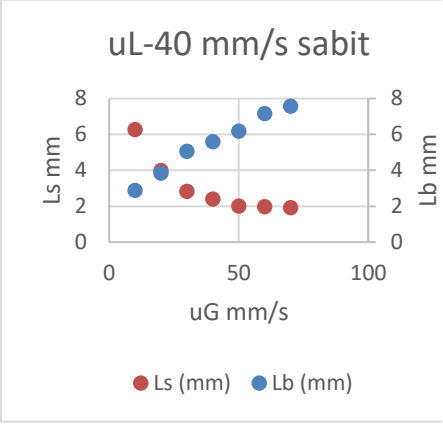

uL-90 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

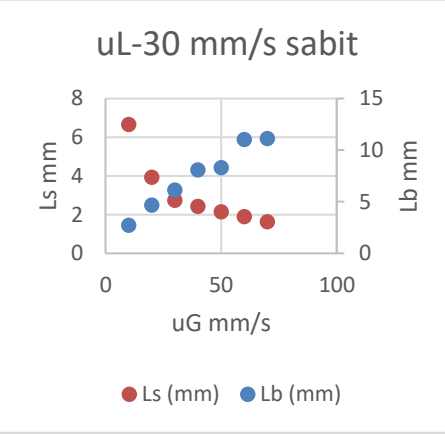

uL-80 mm/s
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

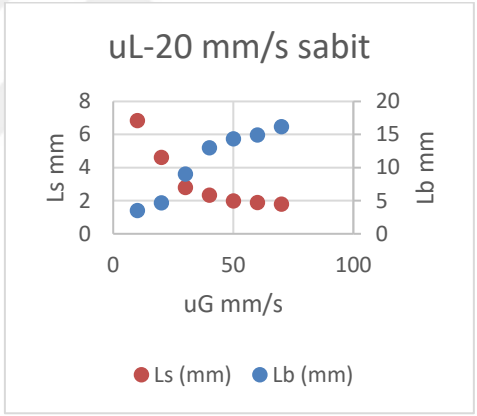

uL-70 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)


uL-60 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

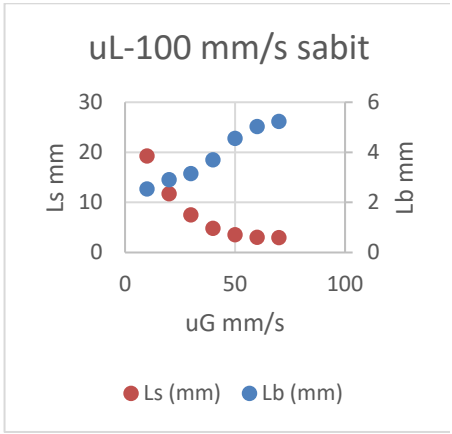

uL-50 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

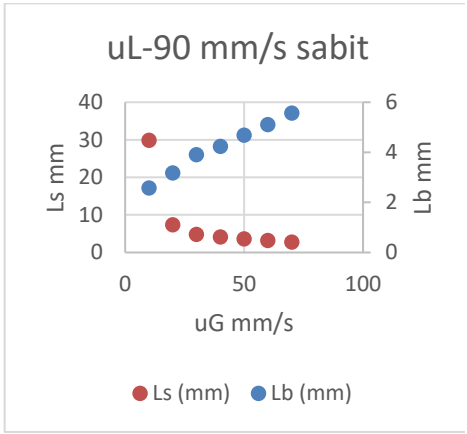

uL-40 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

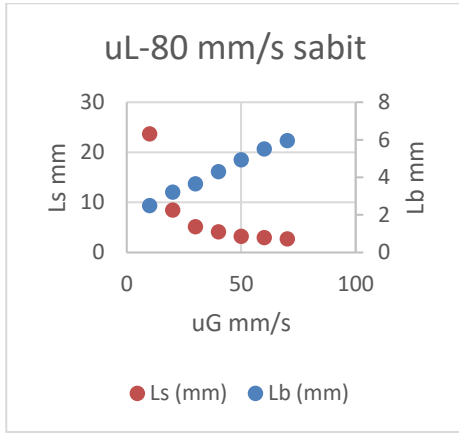

uL-30 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

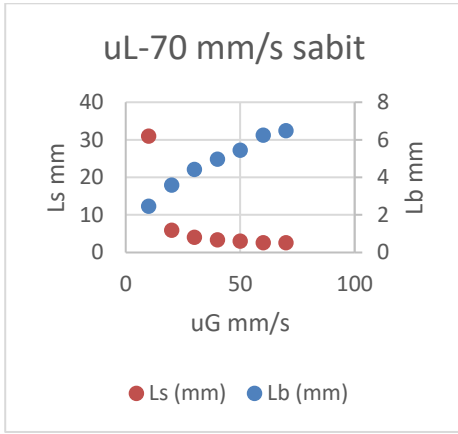


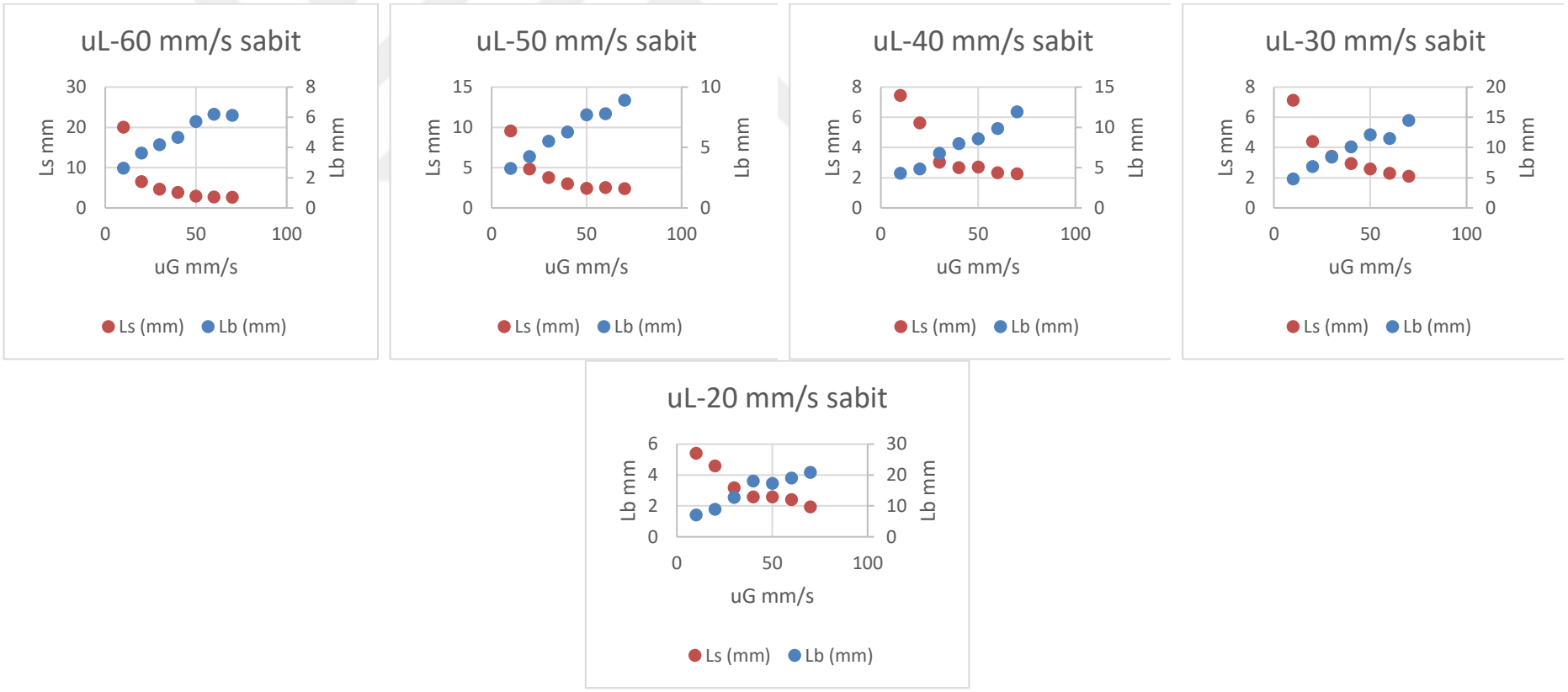
Şekil D. 3: T tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(H_2) akış hızı grafikleri



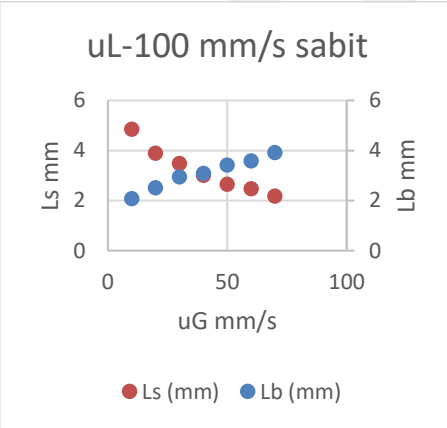


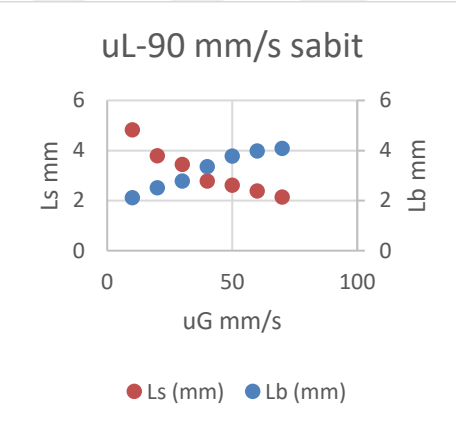


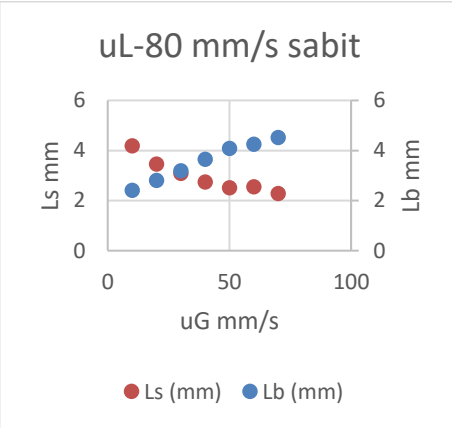


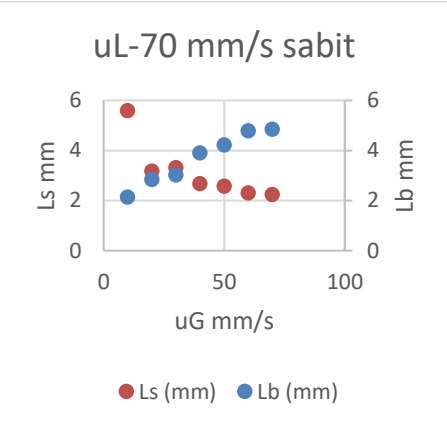


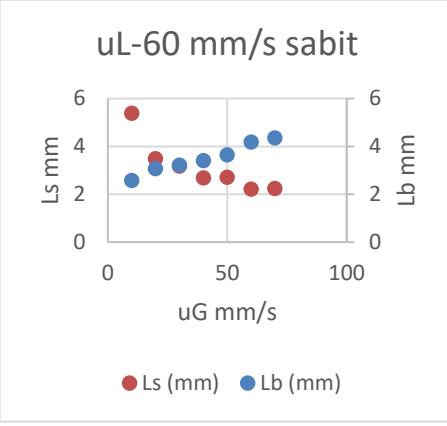
Şekil D. 4: T tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(CO) akış hızı grafikleri

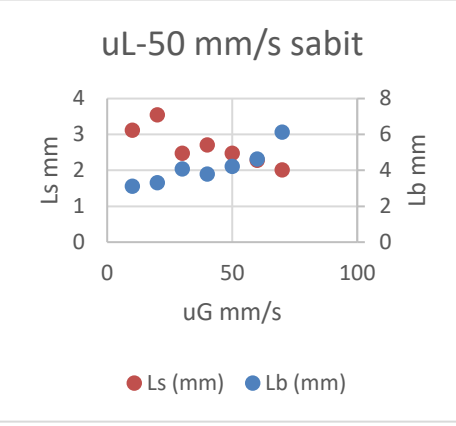

uL-100 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

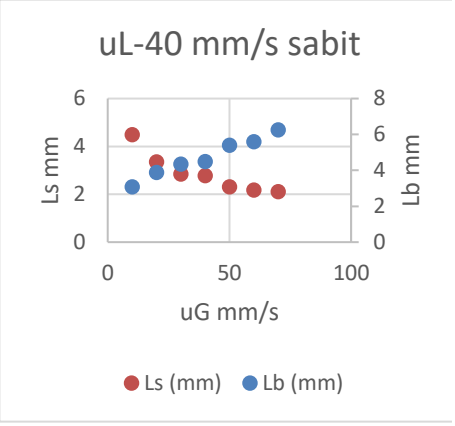

uL-90 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

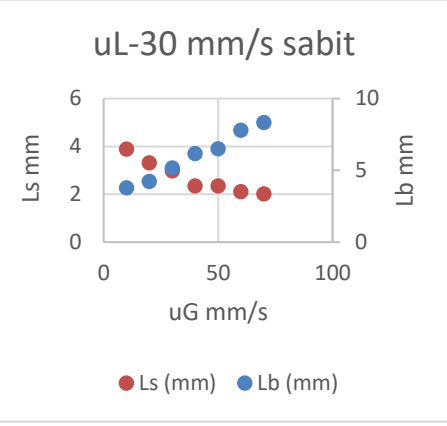

uL-80 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

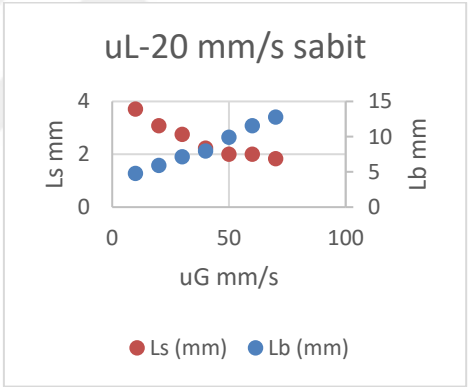

uL-70 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)


uL-60 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

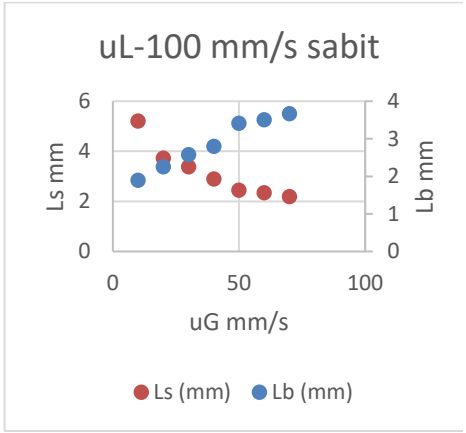

uL-50 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

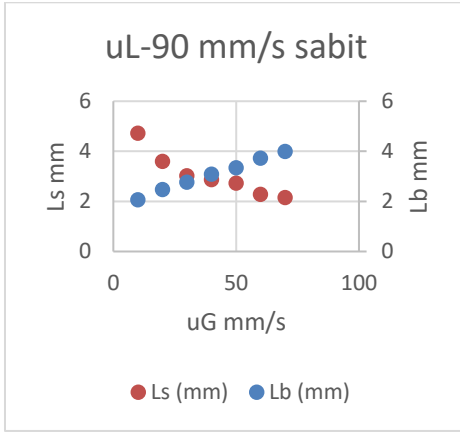

uL-40 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

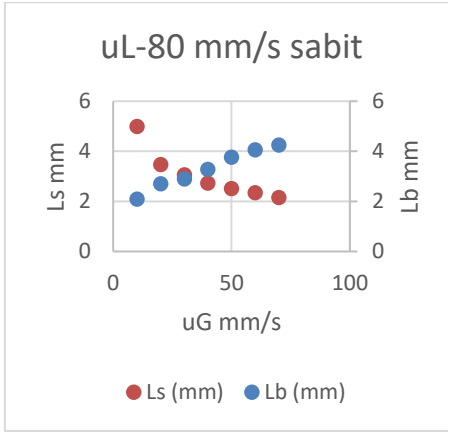

uL-30 mm/s sabit
Ls mm
Lb mm
uG mm/s
Ls (mm)
Lb (mm)

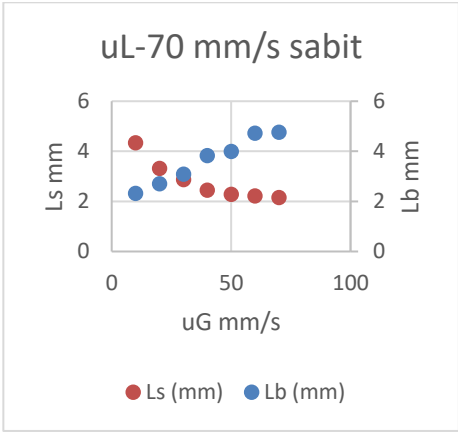


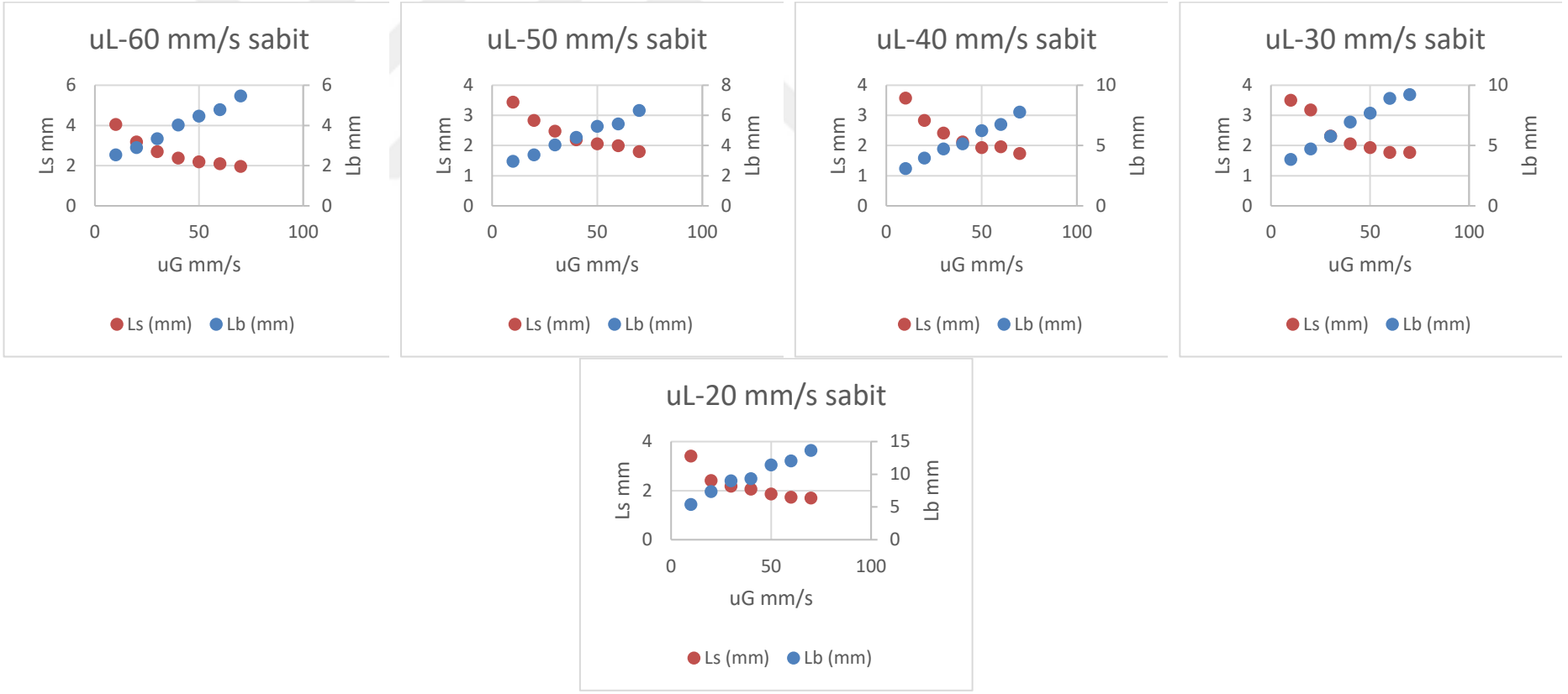
Şekil D. 5: Y tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(CO) akış hızı grafikleri





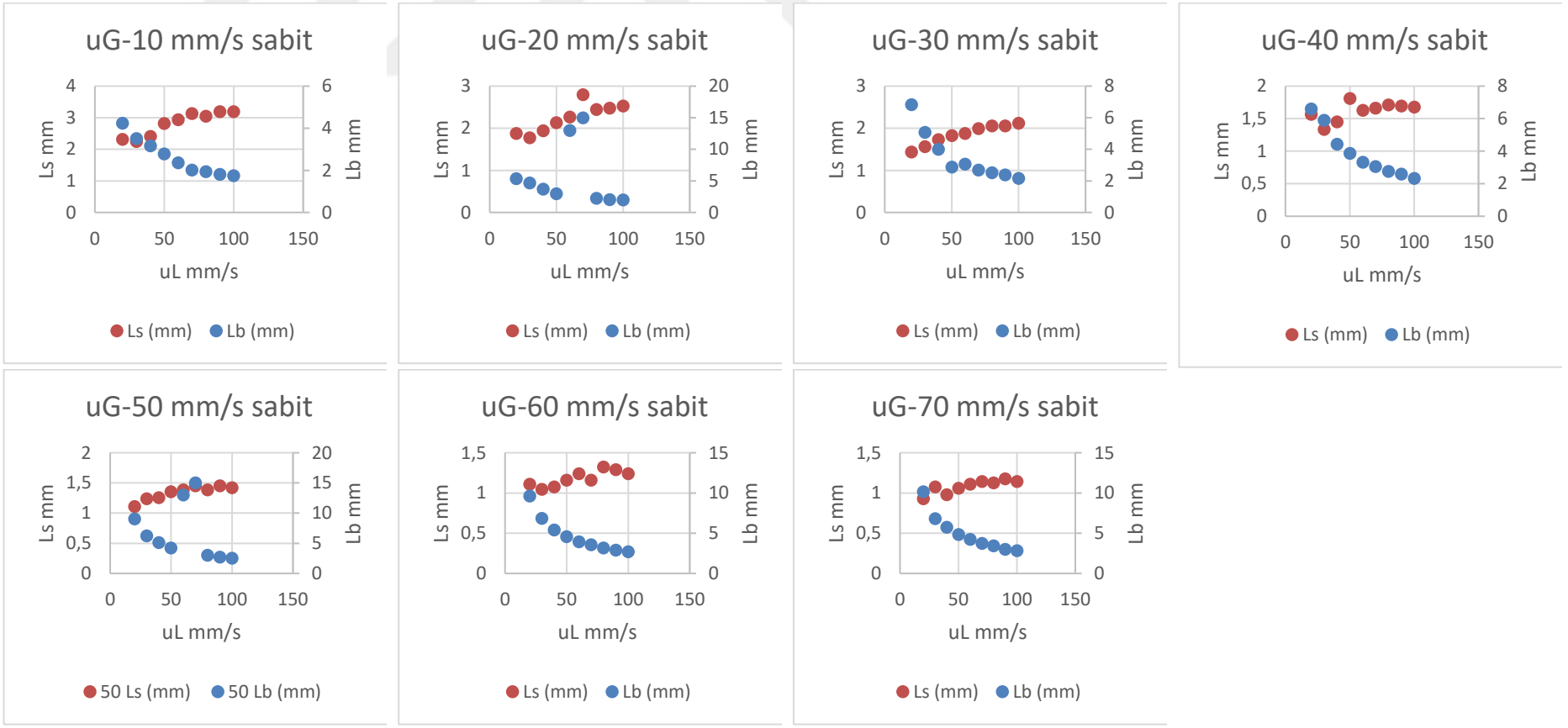




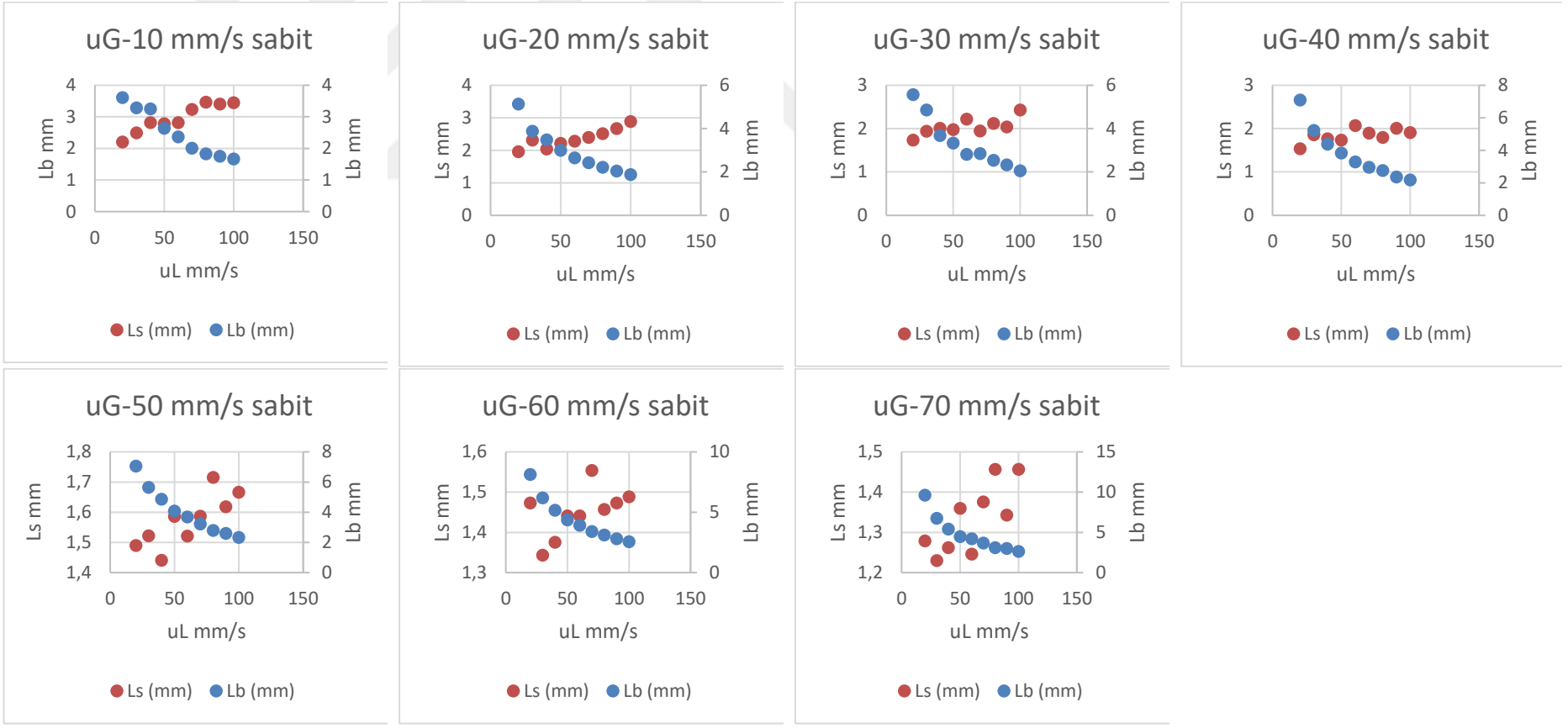


Şekil D. 6: Y tipi mini-kanal reaktör için sabit sıvı(benzin) akış hızı artan gaz(H_2) akış hızı grafikleri

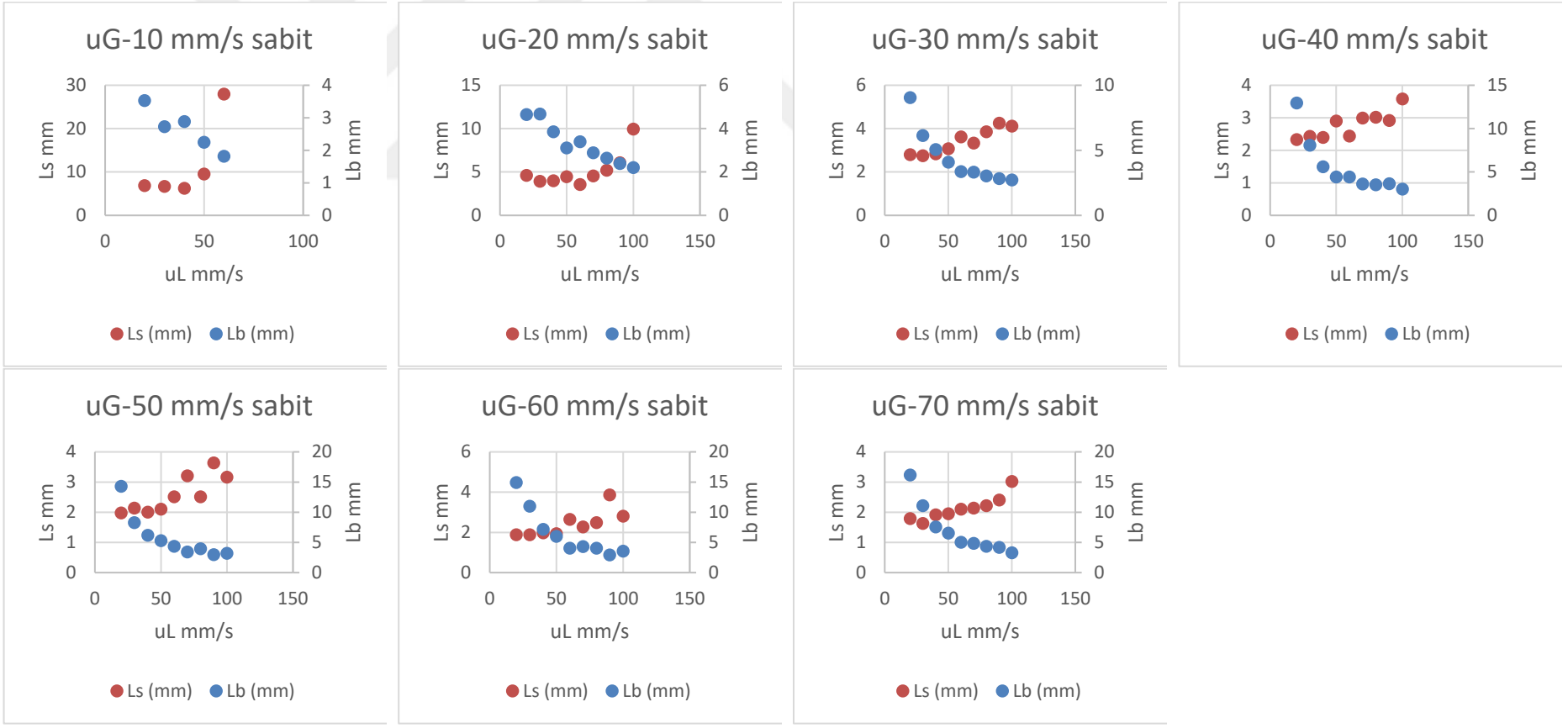
EK-E: Artan sıvı akış hızı ile farklı reaktör tiplerinde Slug ve Kabarcık Uzunluklarının Değişimleri için gösterilen grafikler



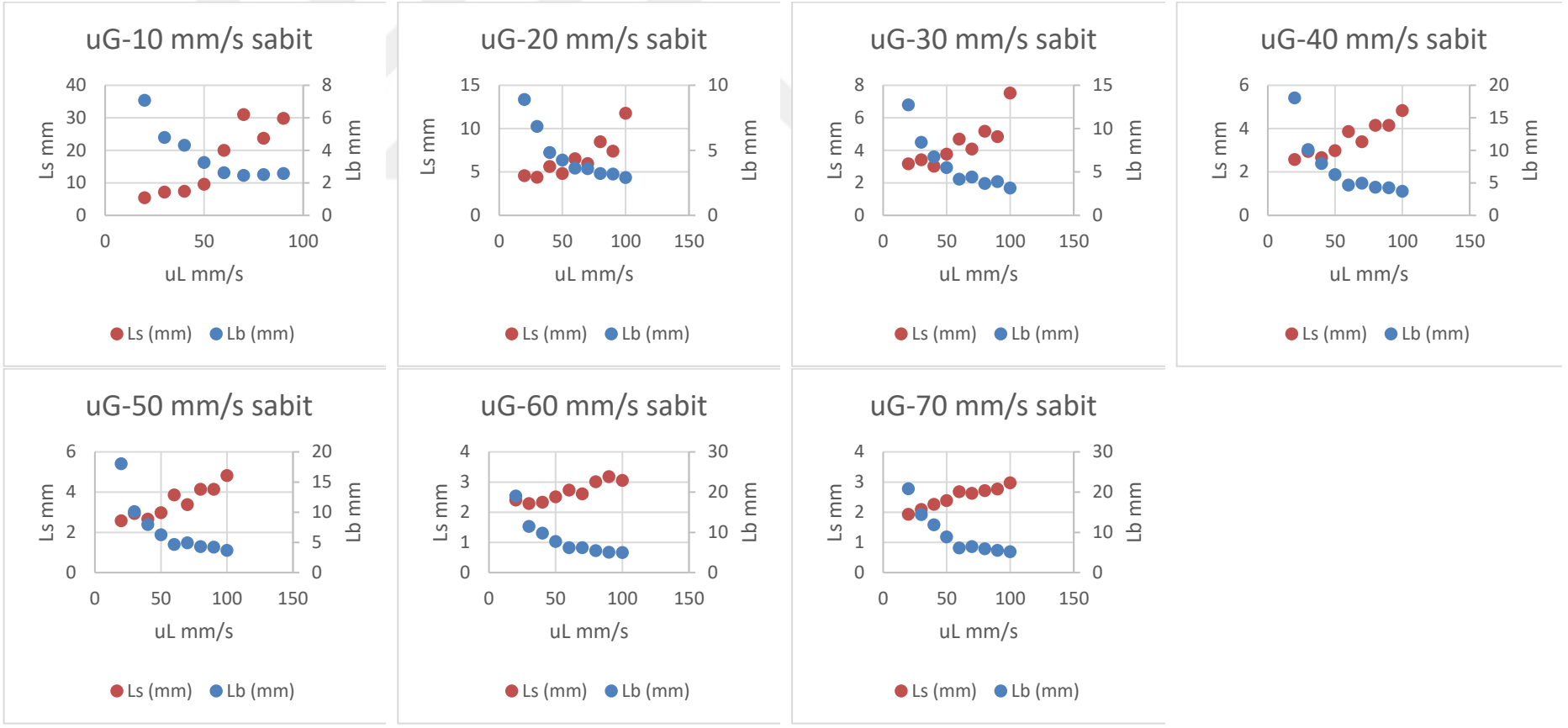
Şekil E. 1: L tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(H_2) akış hızı grafikleri



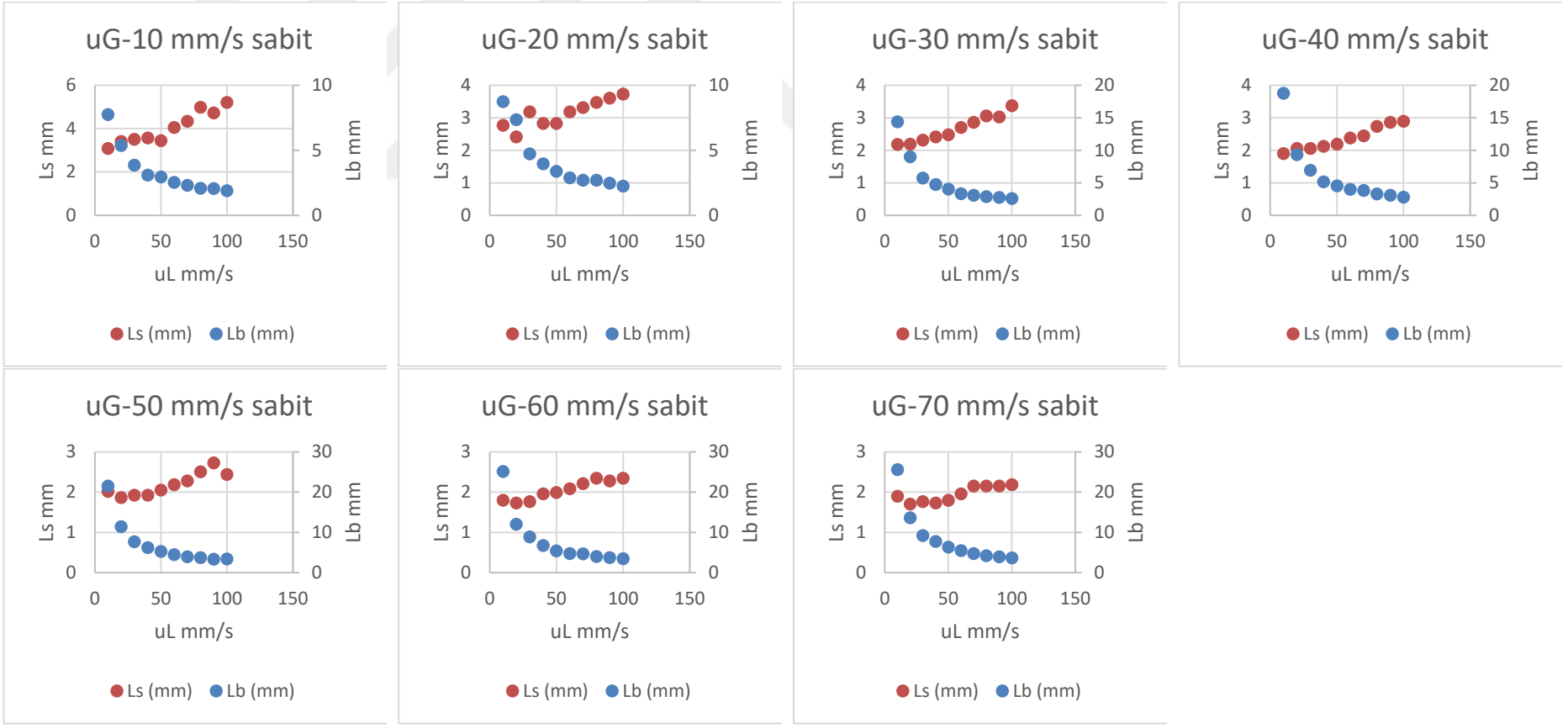
Şekil E. 2: L tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(CO) akış hızı grafikleri



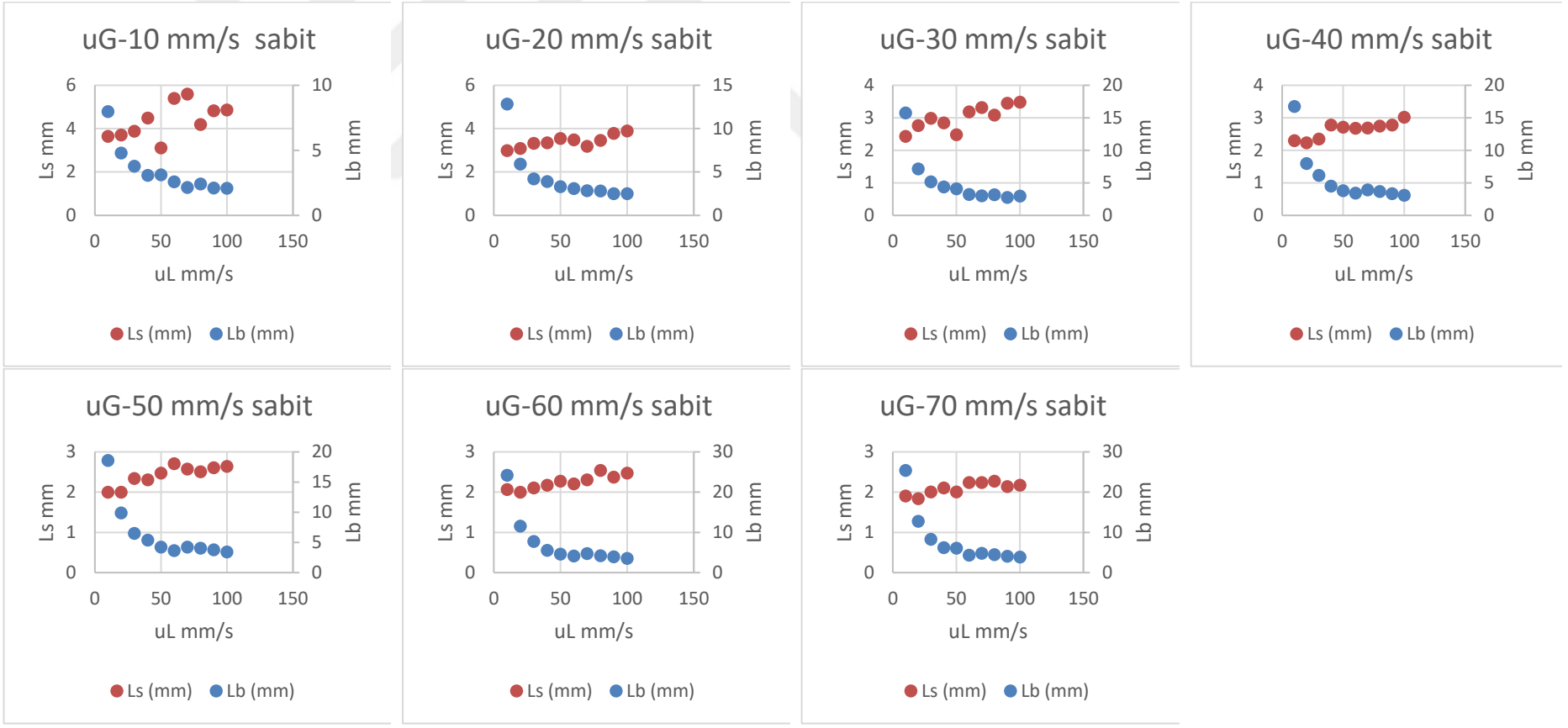
Şekil E. 3: T tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(H_2) akış hızı grafikleri



Şekil E. 4: T tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(CO) akış hızı grafikleri



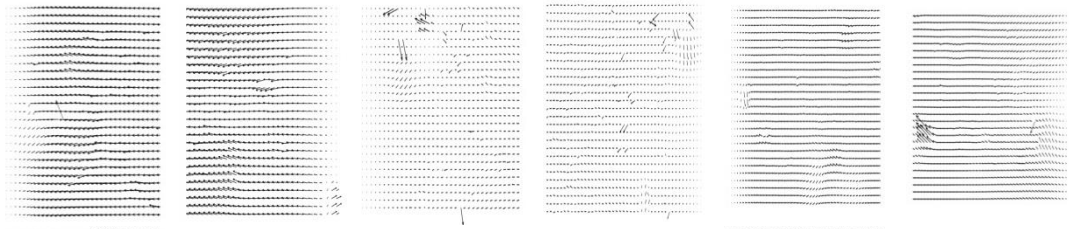
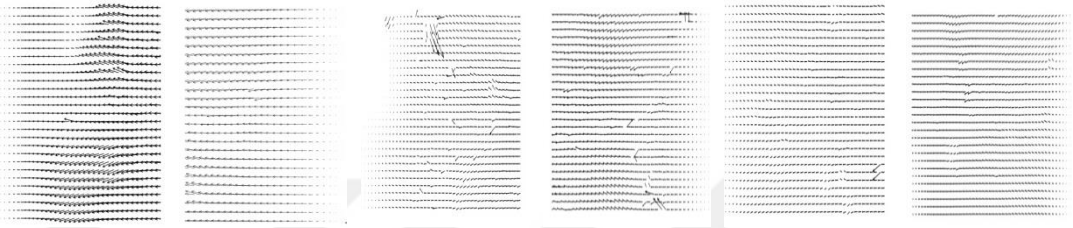
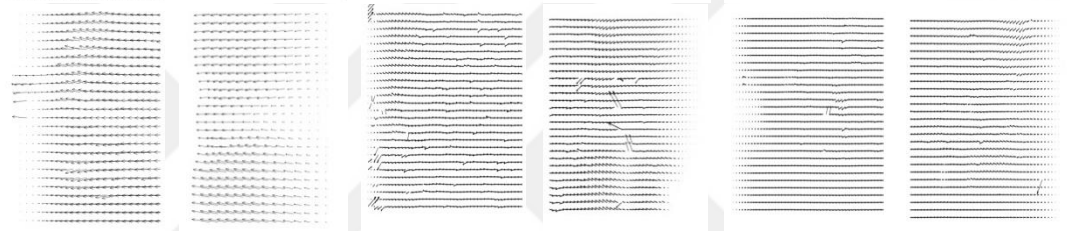
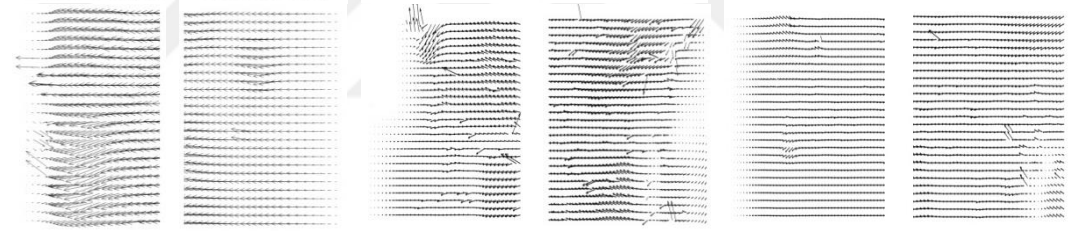
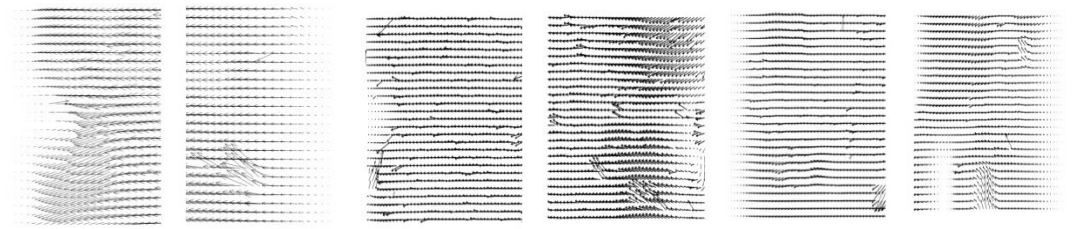
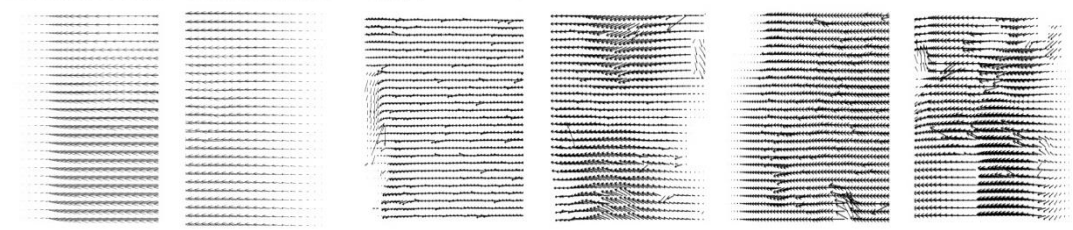
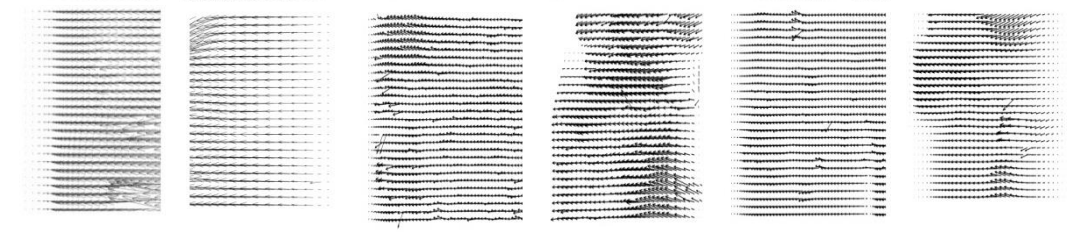
Şekil E. 5: Y tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(H_2) akış hızı grafikleri



Şekil E. 6: Y tipi mini-kanal reaktör için artan sıvı(benzin) akış hızı sabit gaz(CO) akış hızı grafikleri

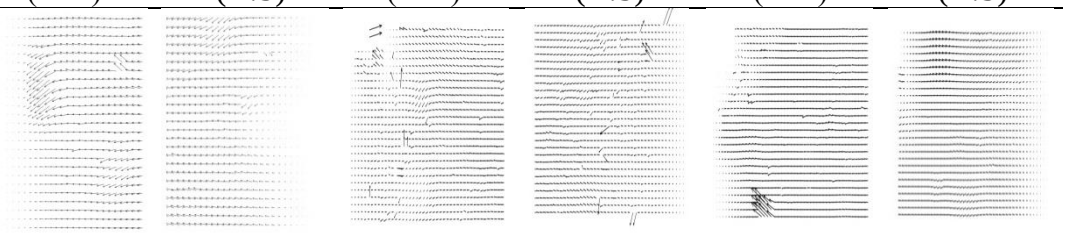
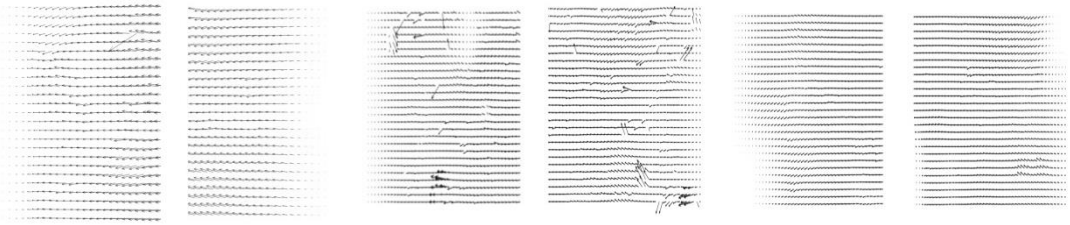
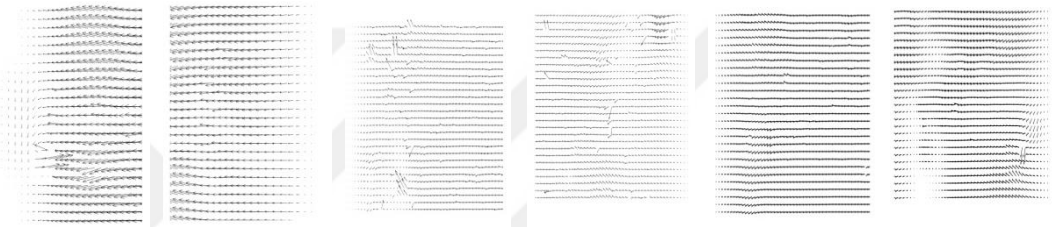
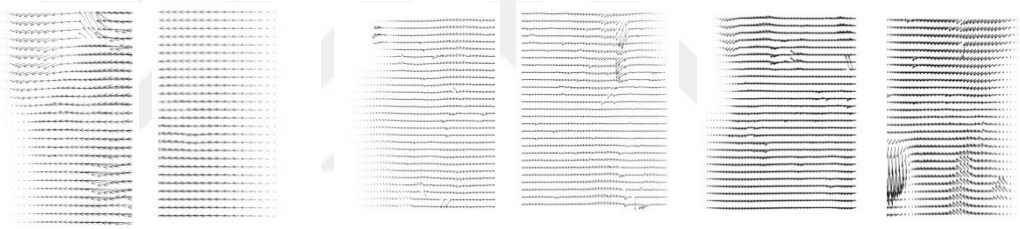
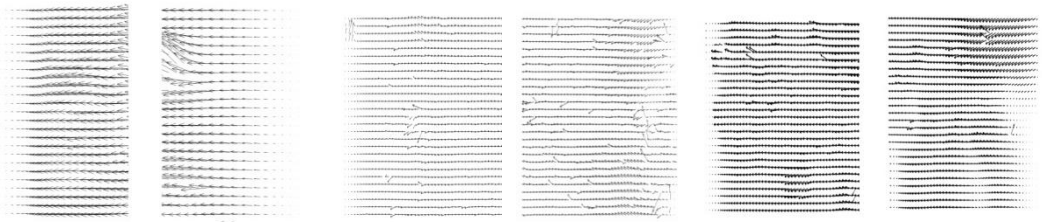
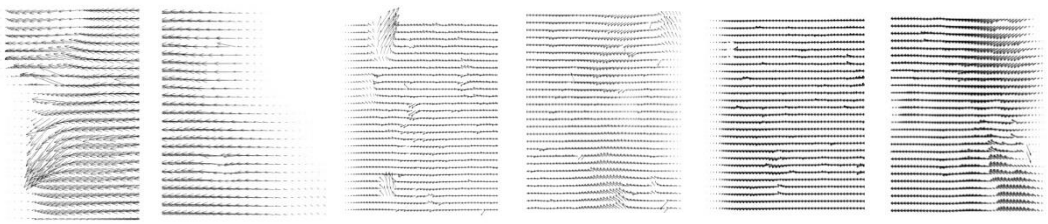
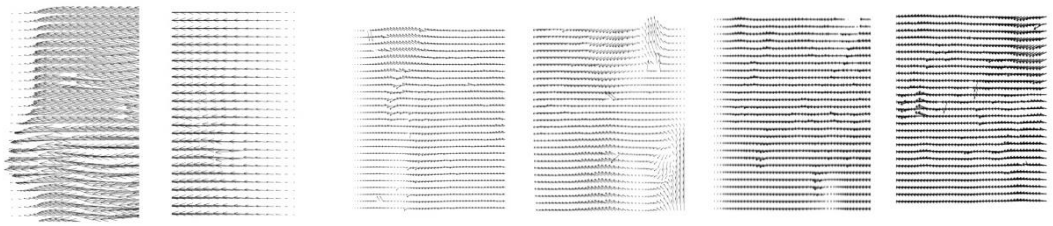
EK-F: Micro-PIV deneylerinden işlenmiş kabarcık ön ve arka Görüntüleri

Çizelge F. 1: uL=20 mm/s CO-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

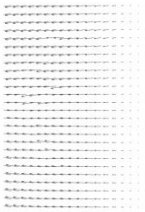
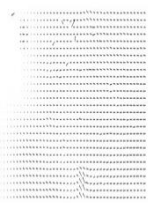
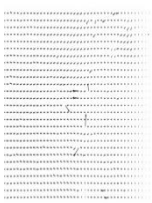
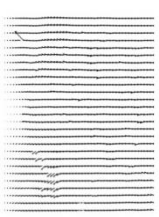
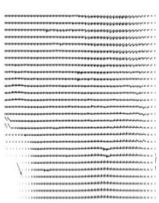
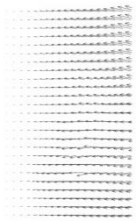
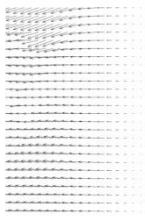
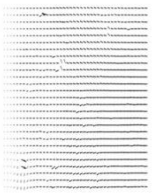
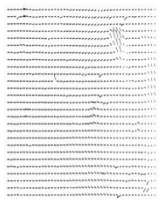
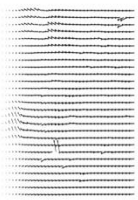
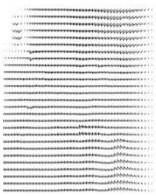
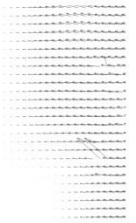
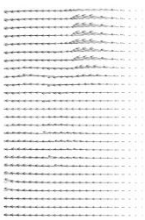
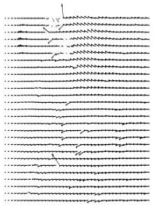
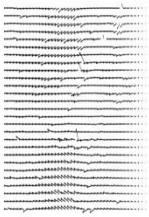
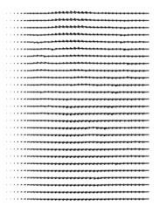
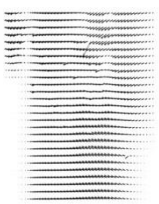
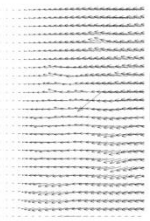
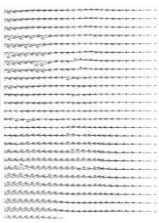
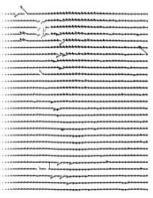
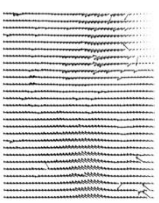
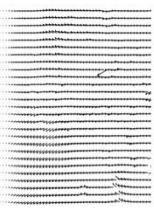
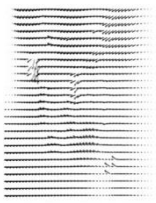
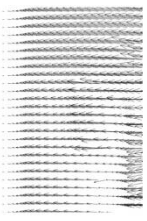
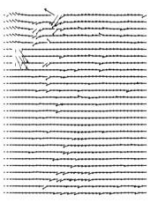
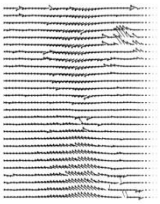
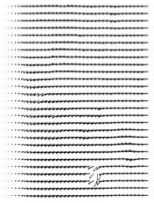
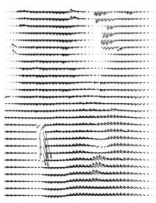
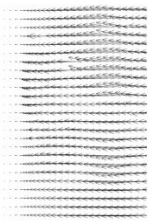
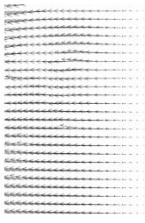
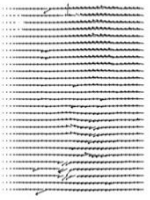
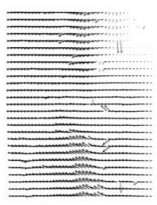
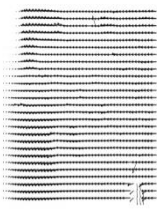
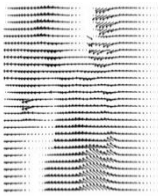
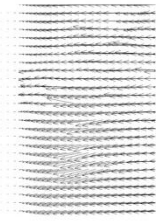
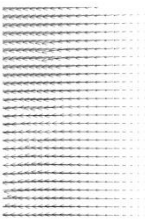
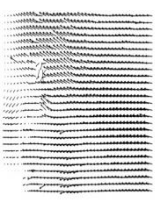
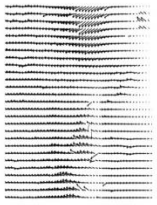
uL-20 için CO-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 2: uL=30 mm/s CO-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

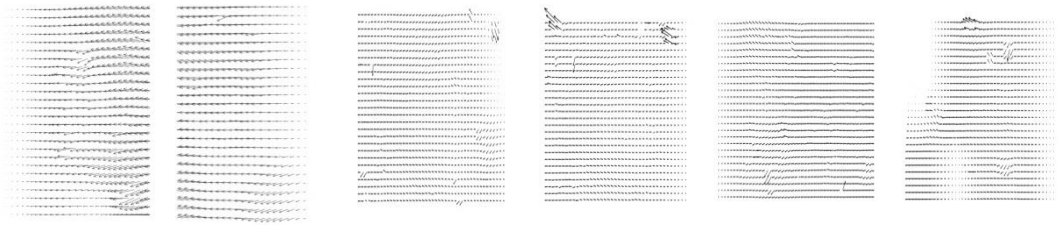
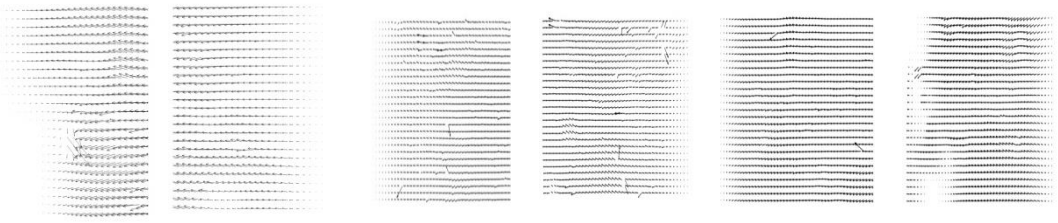
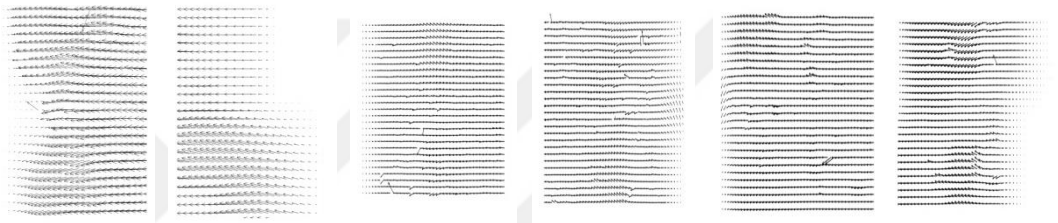
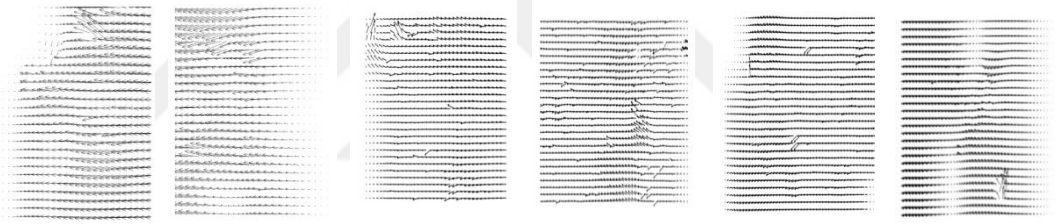
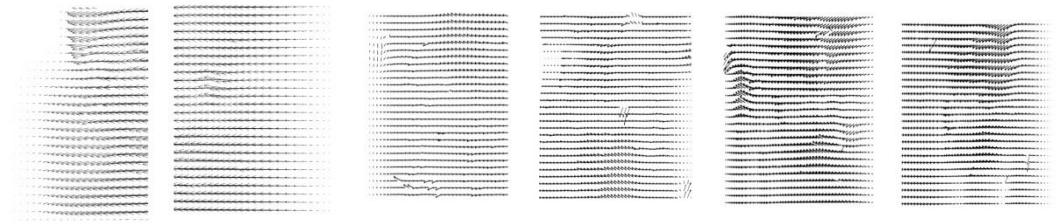
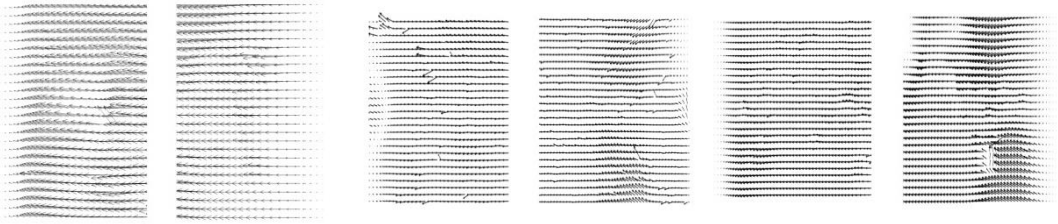
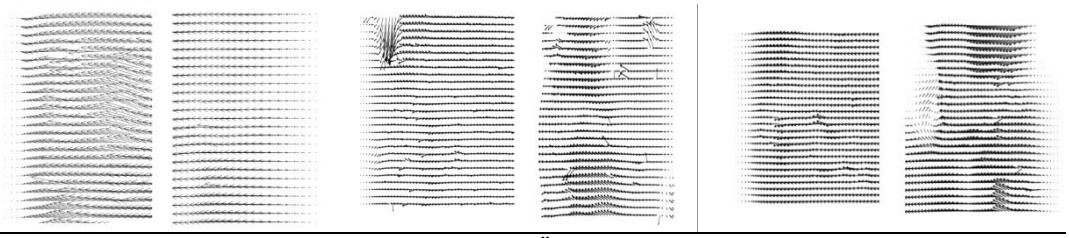
uL-30 için CO-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 3: uL=40 mm/s CO-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

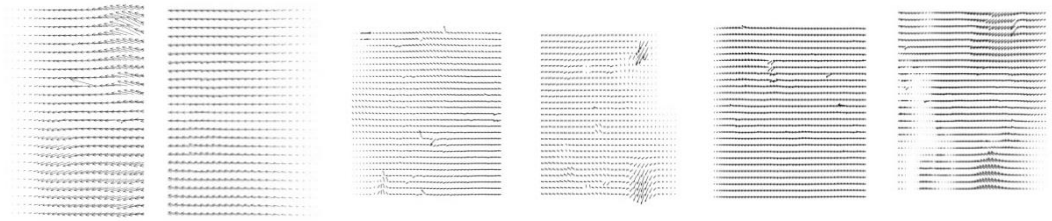
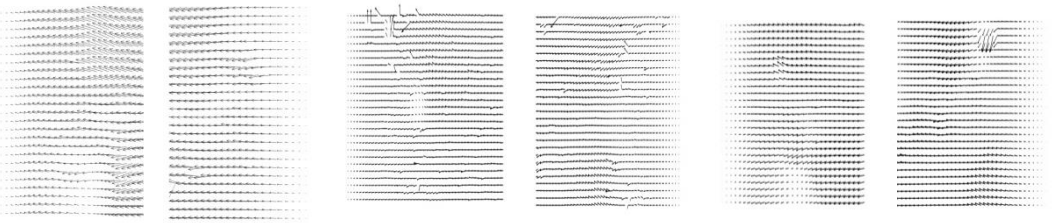
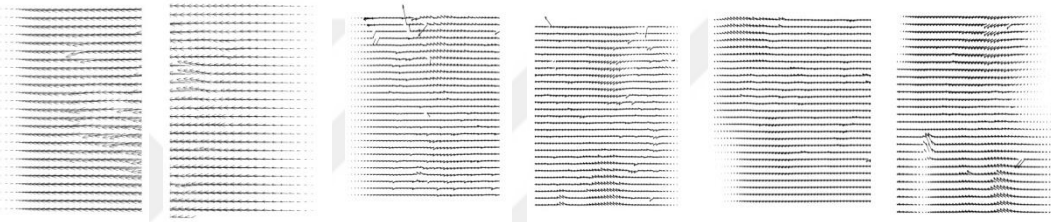
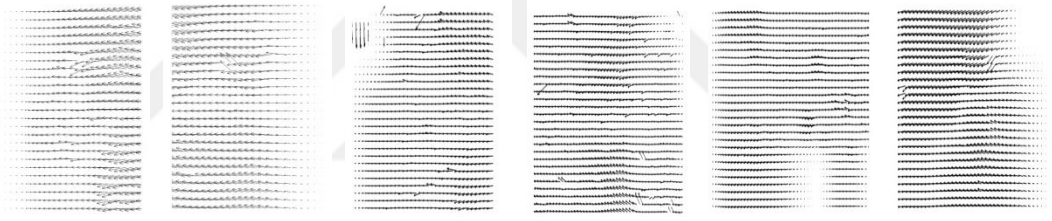
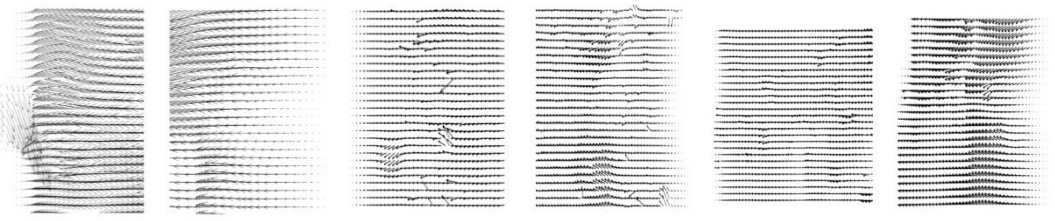
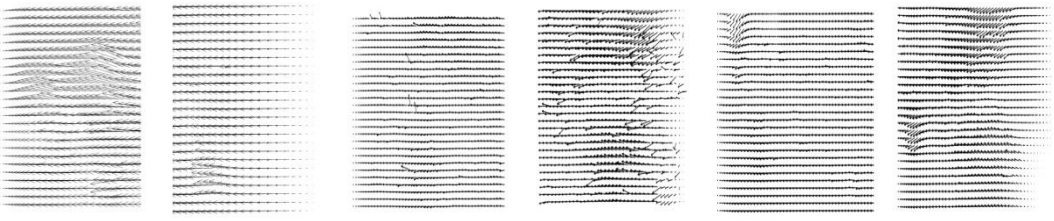
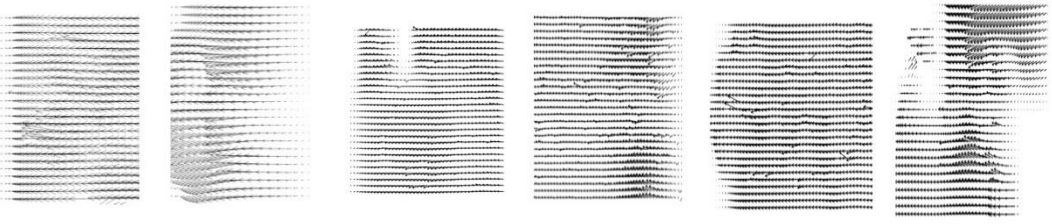
uL-40 için CO-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 4: uL=50 mm/s CO-Benzin

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

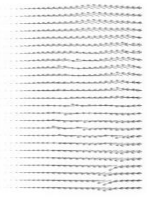
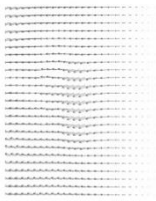
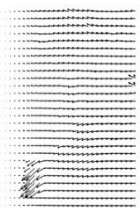
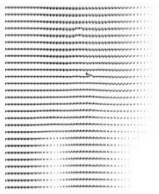
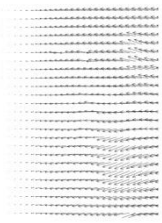
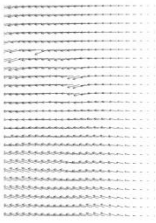
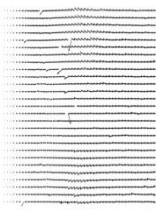
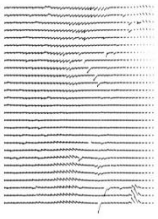
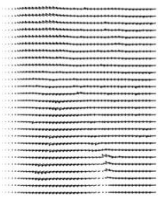
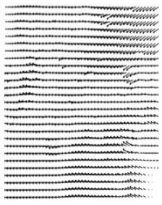
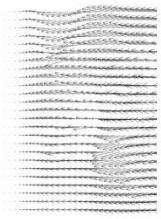
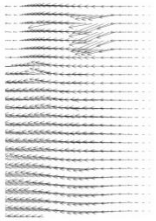
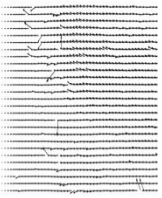
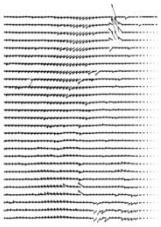
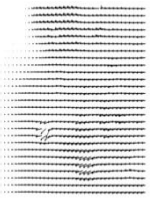
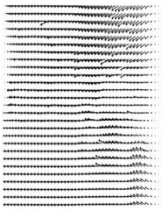
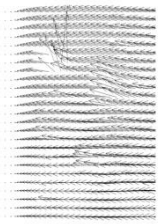
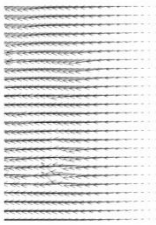
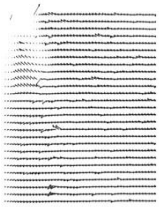
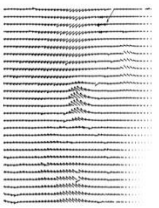
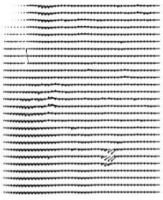
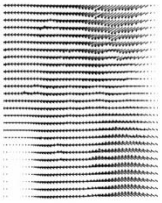
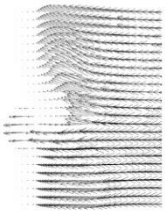
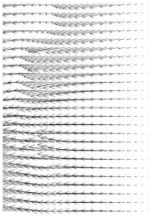
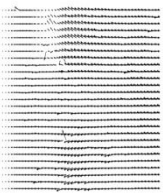
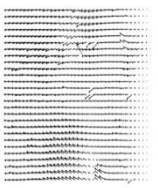
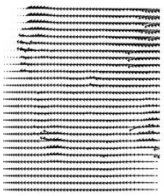
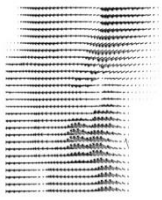
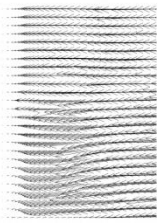
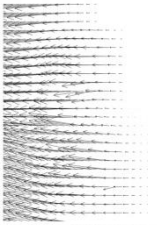
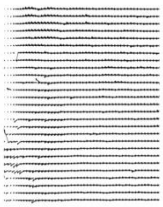
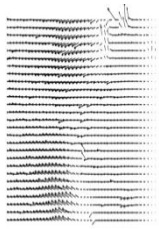
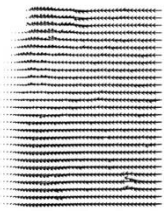
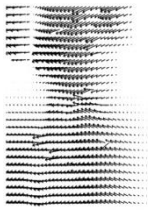
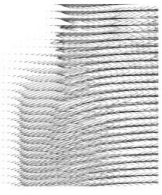
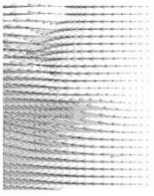
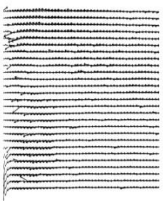
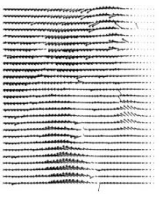
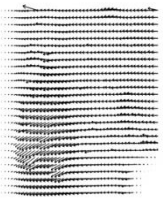
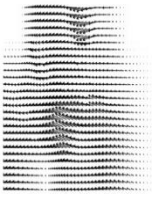
uL-50 için CO-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 5: uL=60 mm/s CO-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

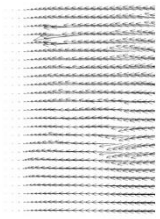
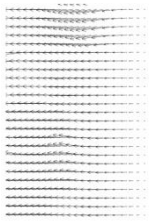
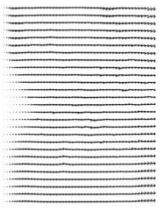
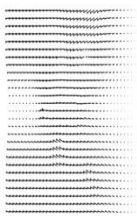
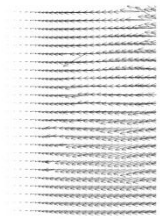
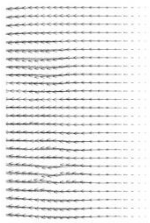
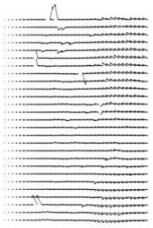
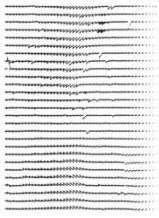
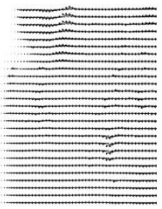
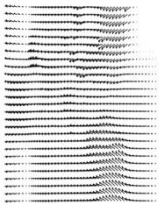
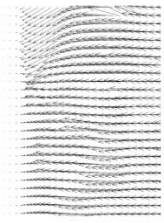
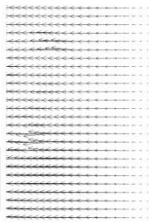
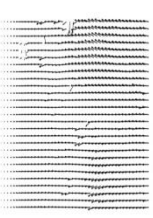
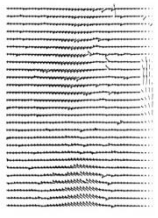
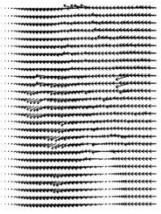
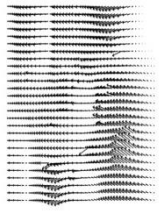
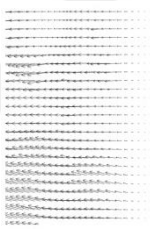
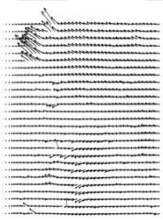
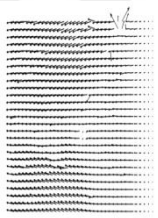
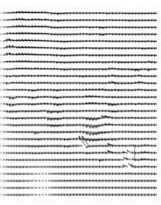
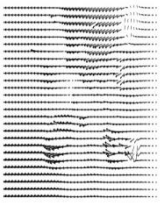
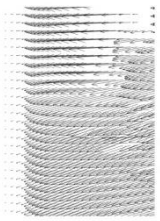
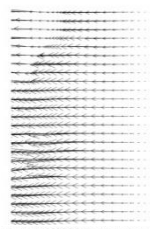
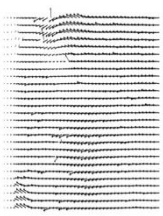
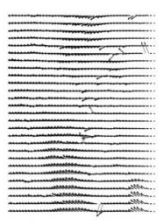
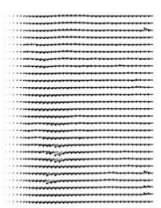
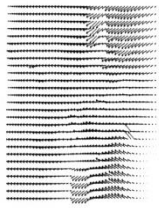
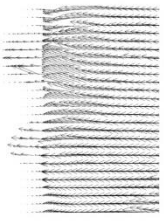
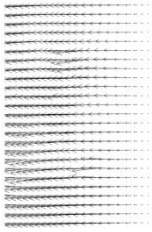
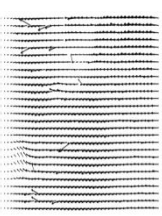
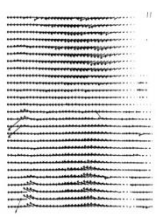
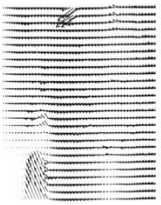
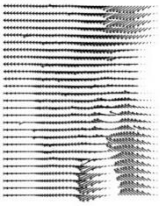
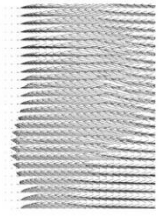
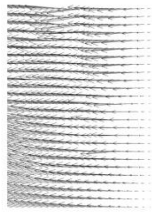
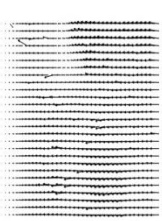
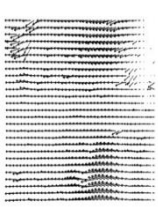
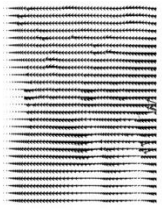
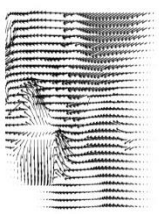
uL-60 için CO-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 6: uL=70 mm/s CO-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

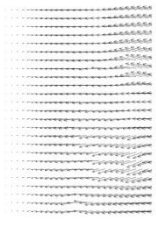
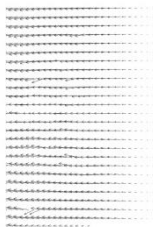
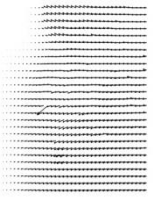
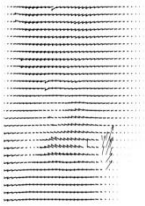
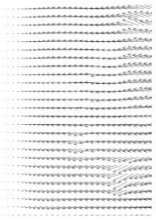
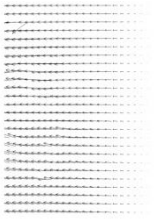
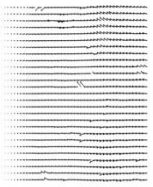
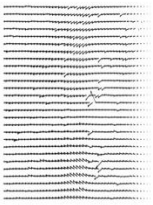
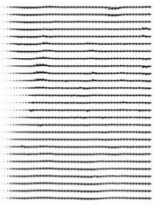
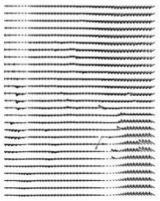
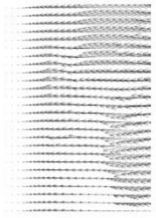
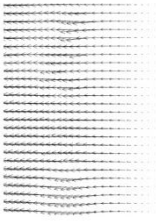
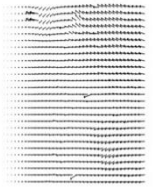
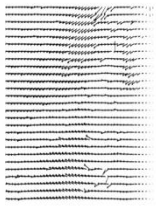
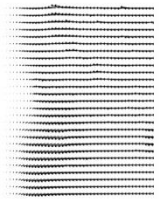
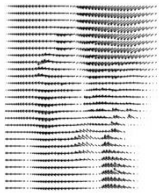
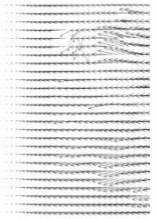
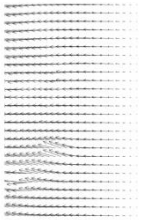
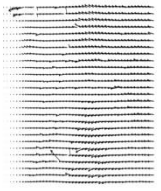
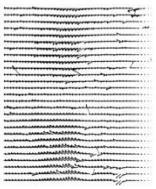
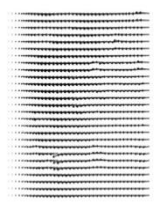
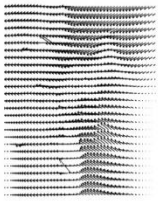
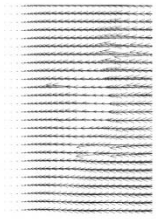
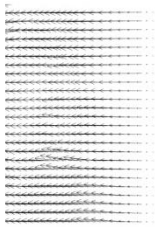
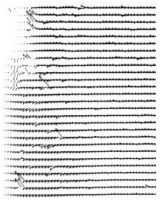
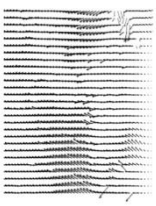
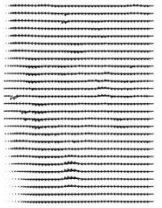
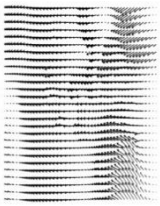
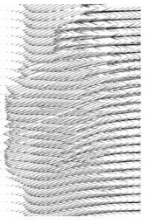
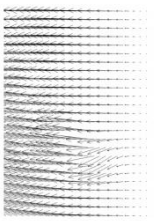
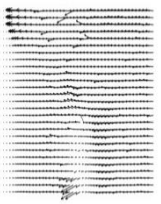
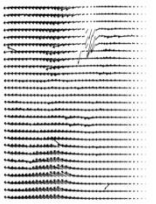
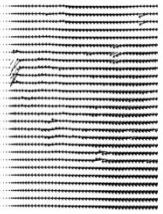
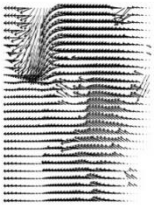
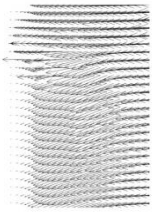
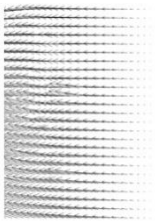
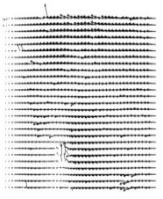
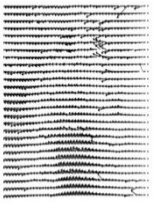
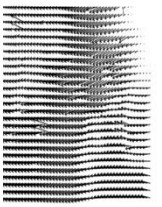
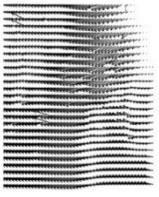
uL-70 için CO-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 7: uL=80 mm/s CO-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

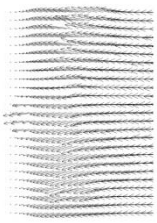
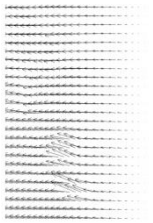
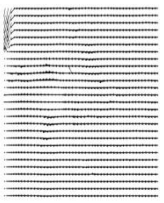
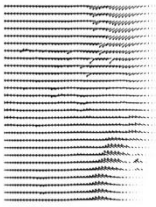
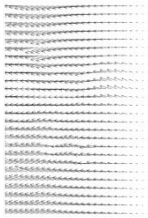
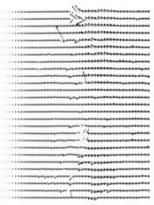
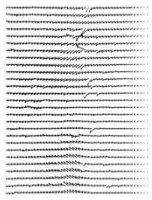
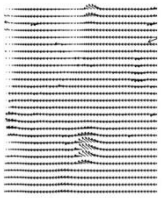
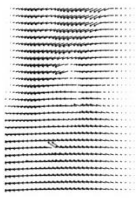
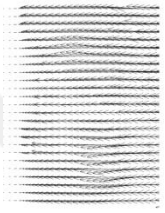
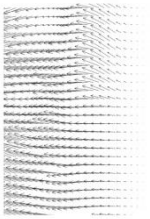
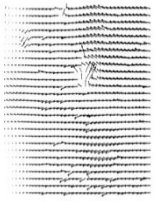
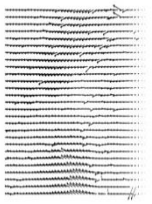
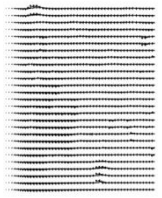
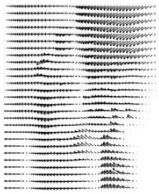
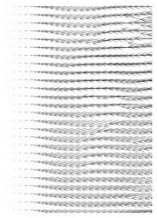
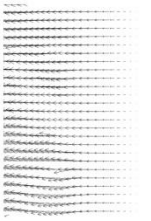
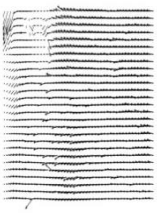
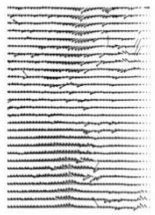
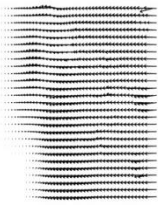
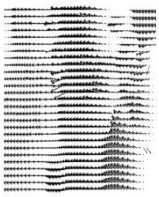
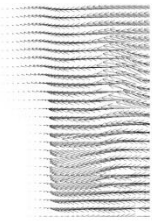
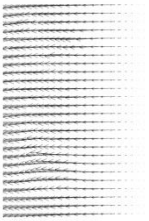
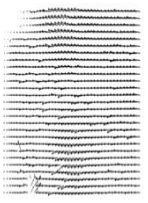
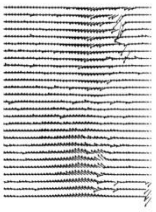
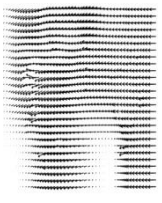
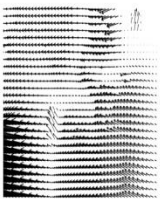
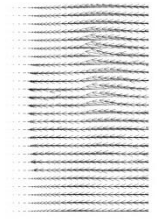
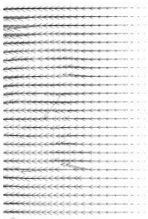
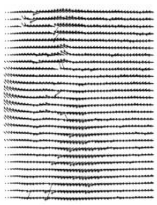
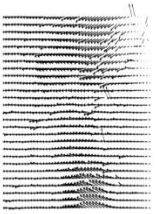
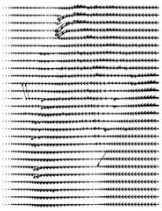
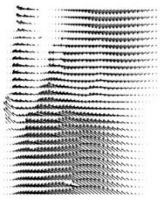
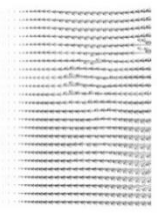
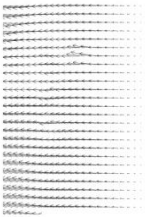
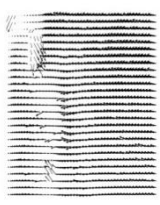
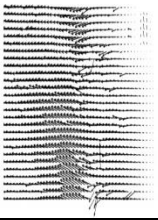
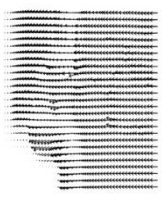
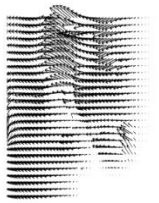
uL-80 için CO-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 8: uL=90 mm/s CO-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

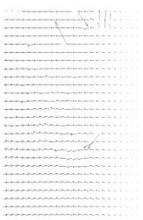
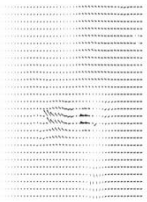
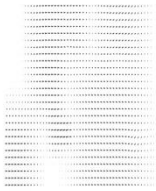
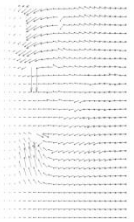
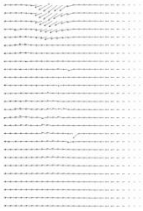
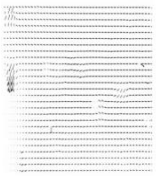
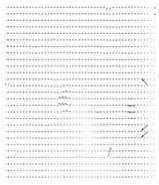
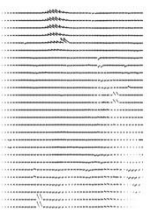
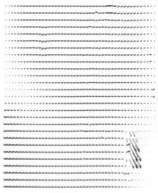
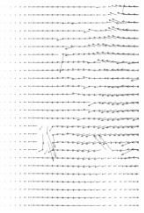
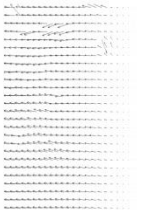
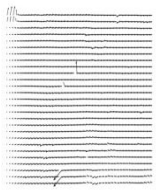
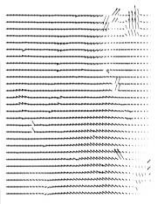
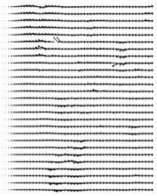
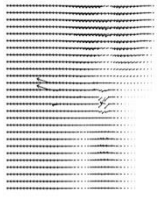
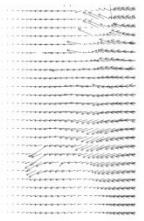
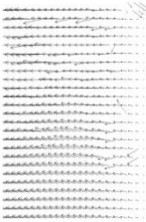
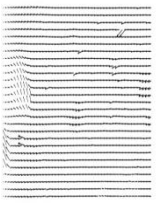
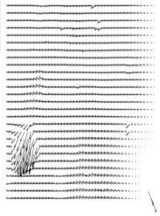
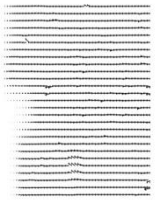
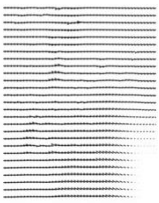
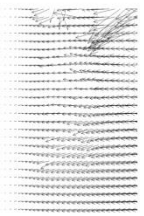
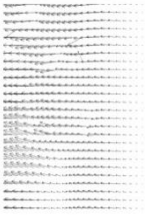
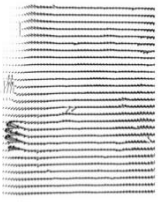
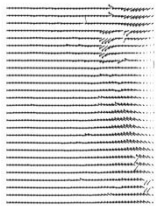
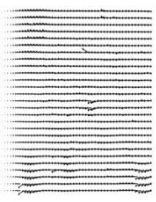
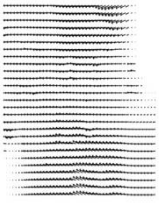
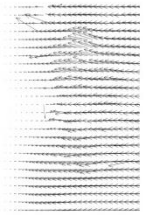
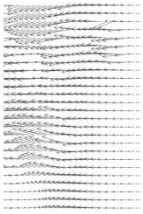
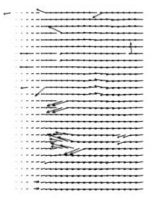
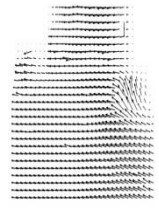
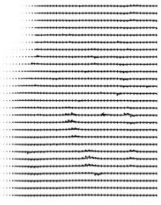
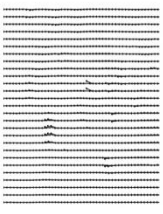
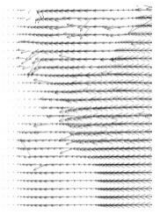
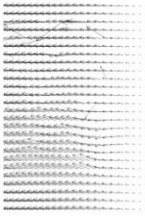
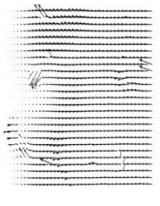
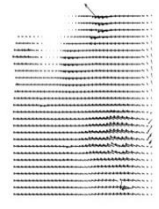
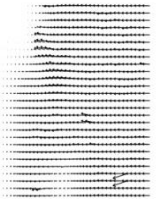
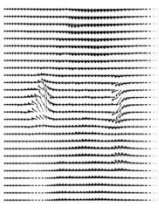
uL-90 için CO-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 9: uL=100 mm/s CO-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

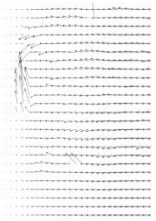
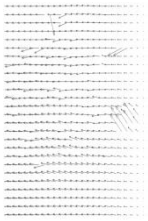
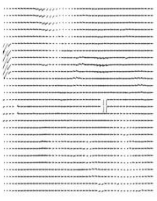
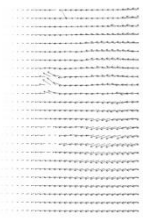
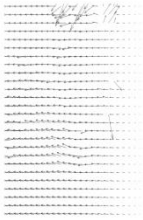
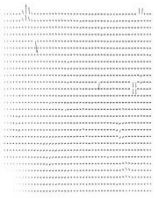
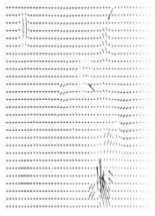
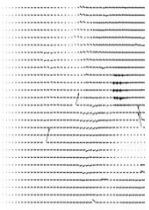
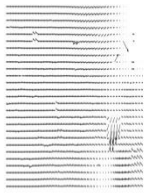
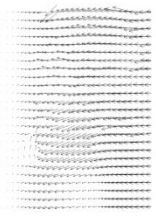
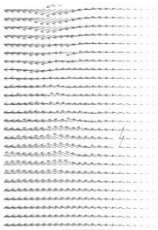
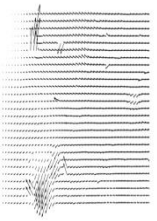
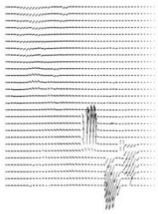
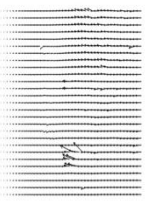
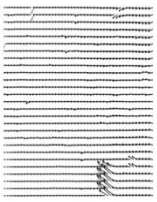
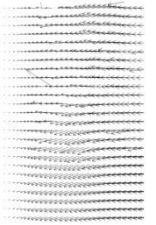
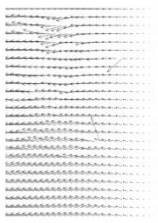
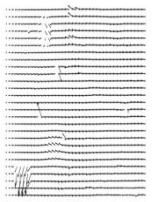
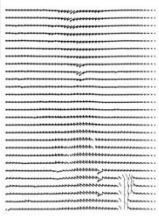
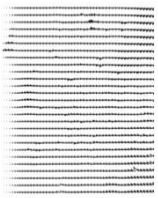
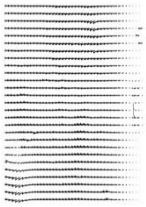
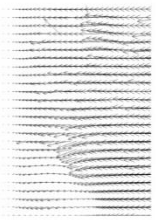
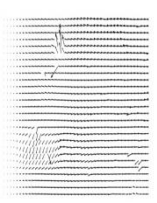
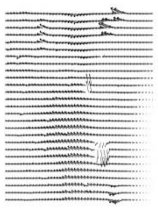
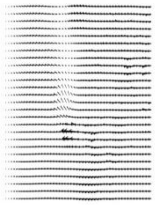
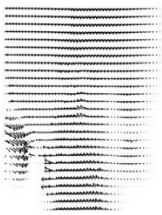
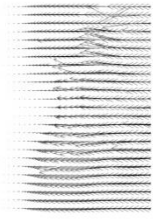
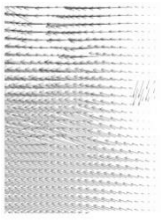
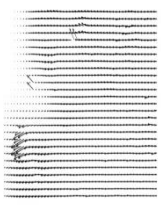
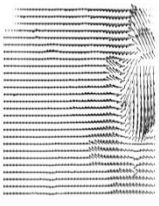
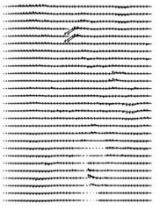
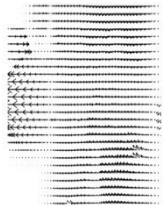
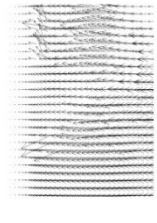
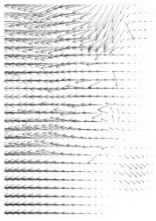
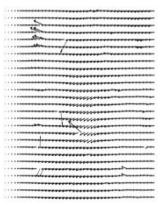
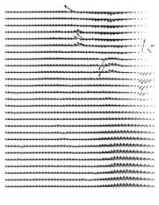
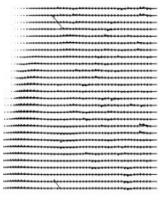
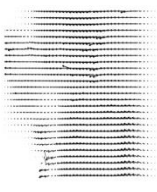
uL-100 için CO-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 10: uL=20 mm/s H_2-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

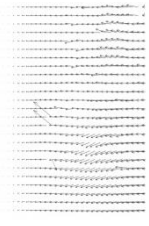
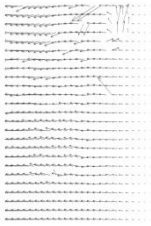
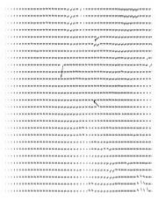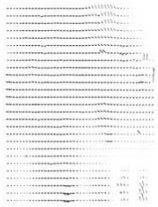
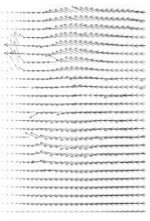
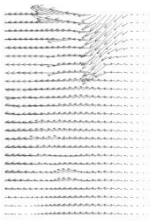
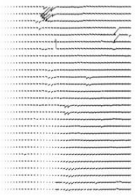
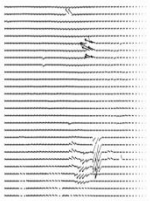
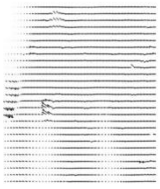
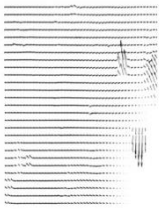
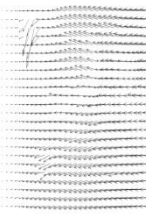
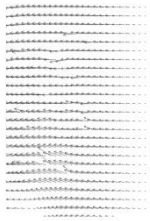
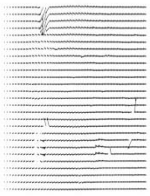
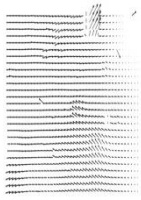
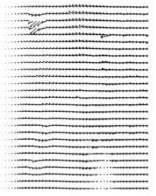
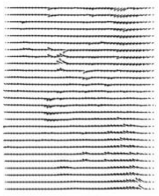
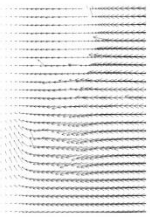
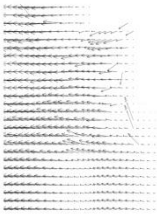
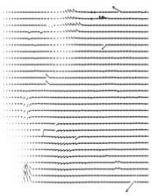
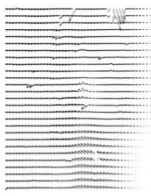
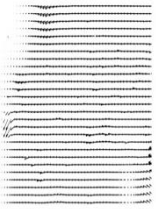
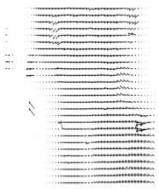
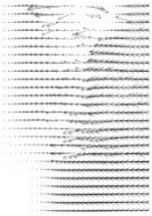
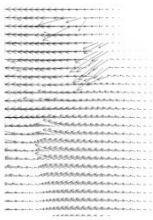
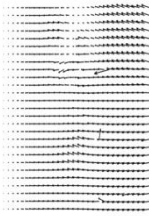
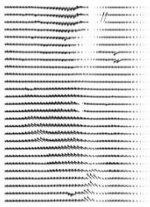
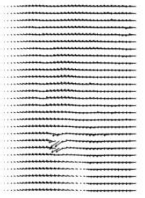
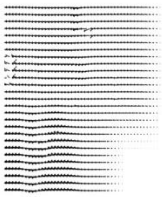
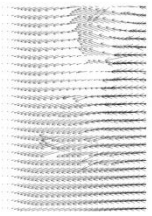
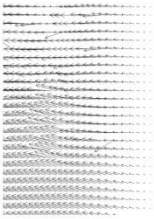
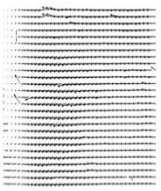
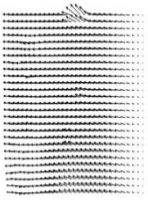
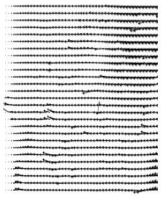
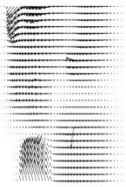
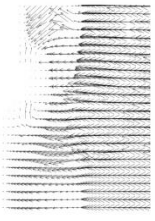
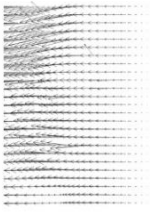
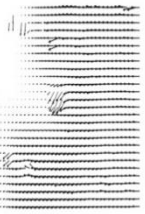
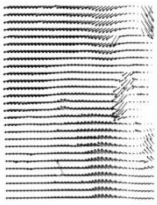
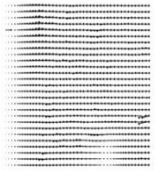
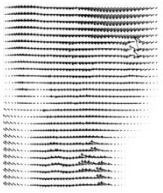
uL-20 için H2-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 11: uL=30 mm/s H_2-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

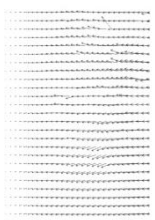
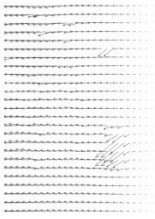
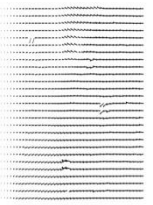
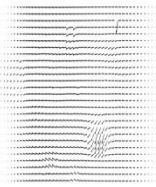
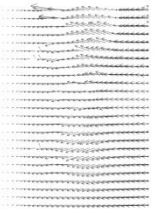
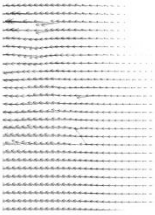
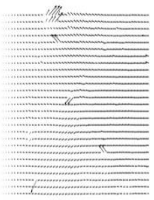
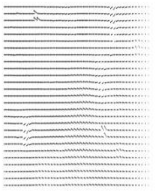
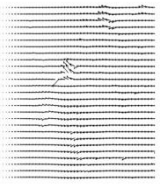
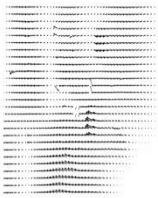
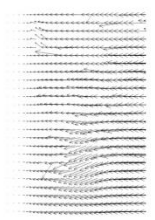
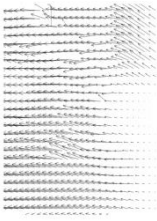
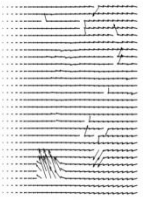
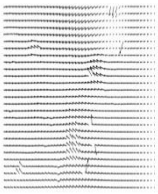
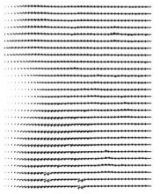
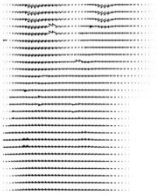
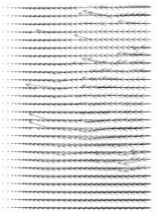
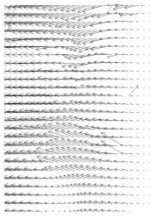
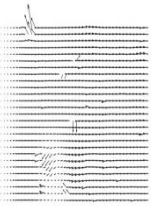
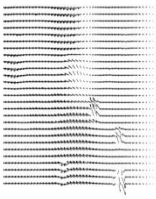
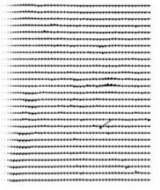
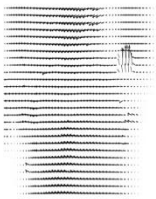
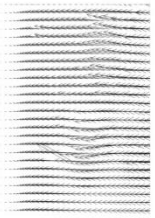
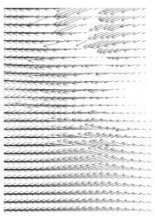
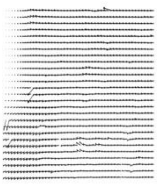
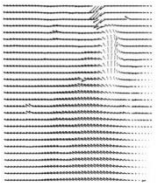
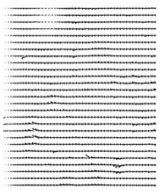
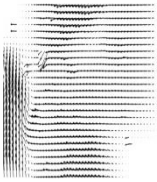
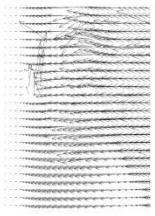
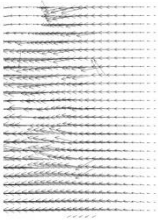
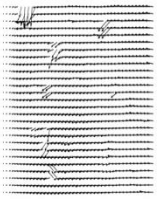
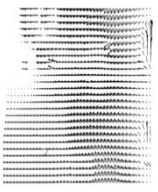
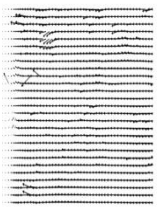
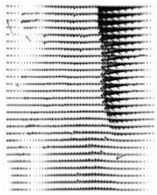
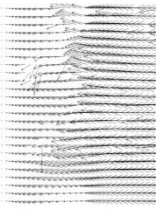
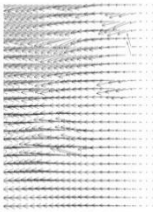
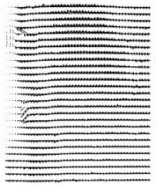
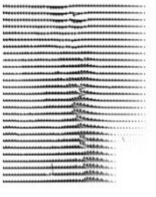
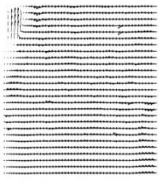
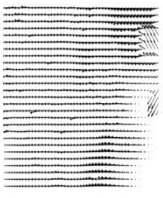
uL-30 için H2-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 12: uL=40 mm/s H_2-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

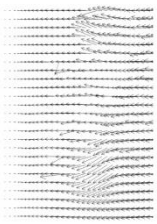
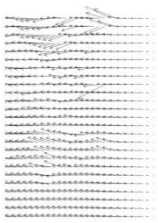
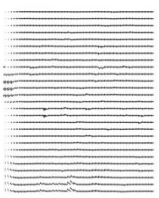
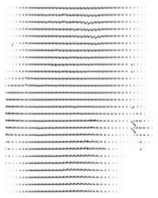
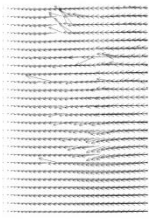
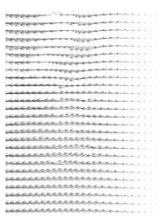
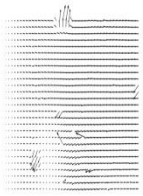
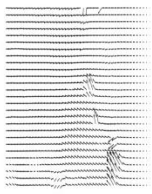
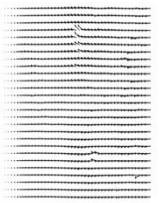
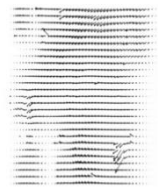
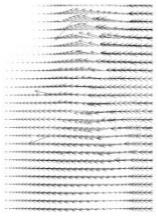
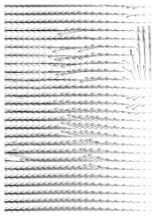
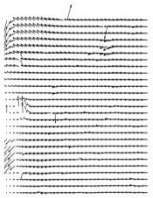
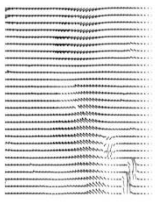
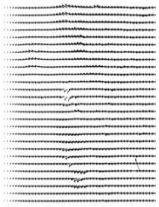
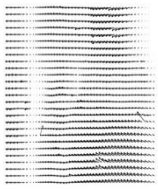
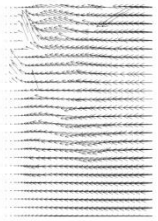
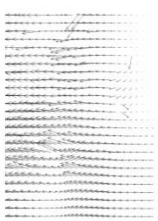
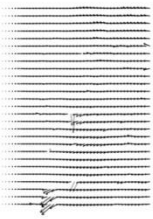
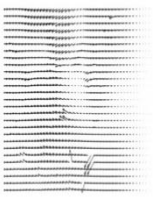
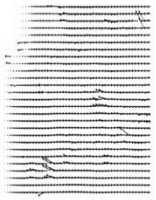
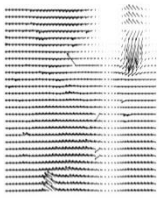
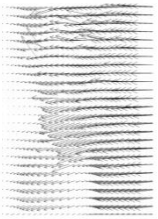
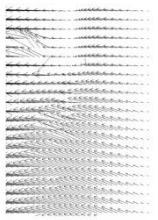
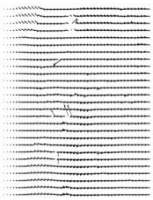
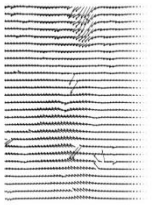
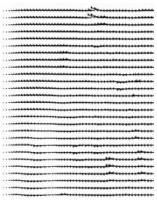
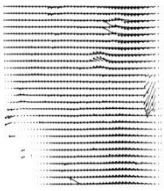
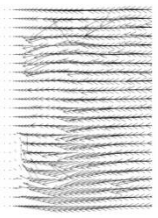
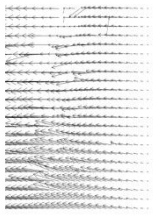
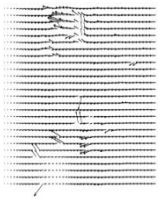
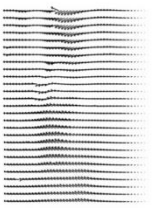
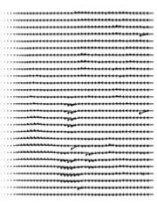
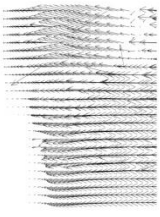
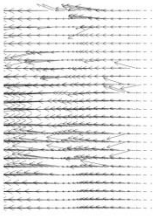
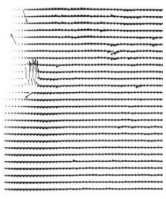
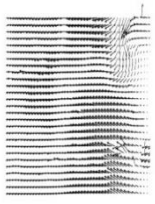
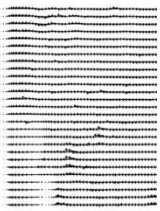
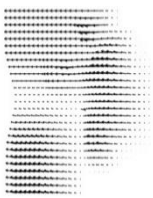
uL-40 için H2-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 13: uL=50 mm/s H_2-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

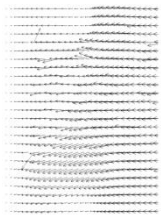
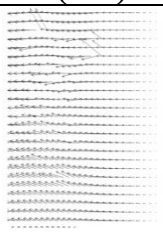
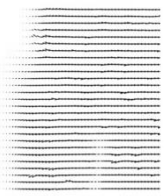
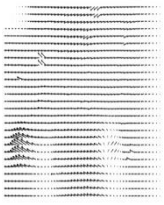
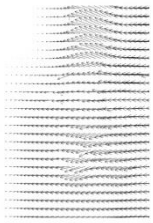
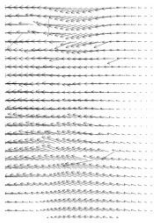
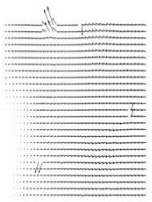
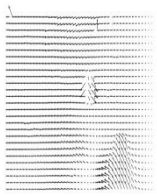
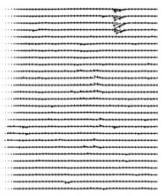
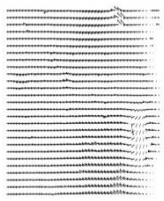
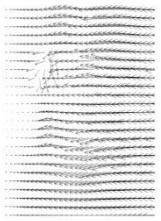
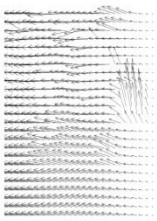
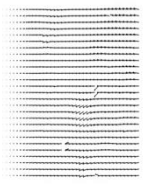
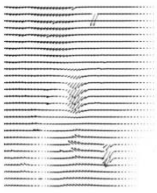
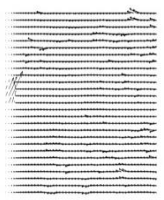
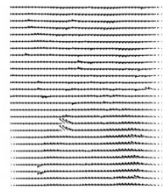
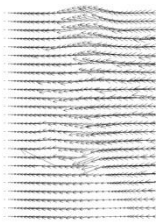
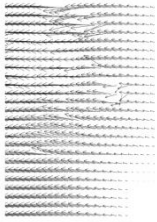
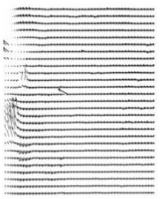
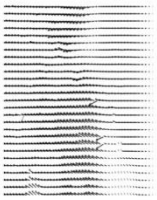
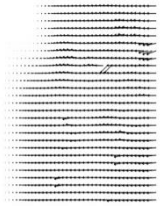
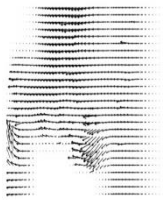
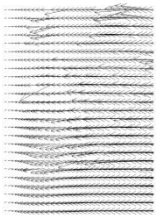
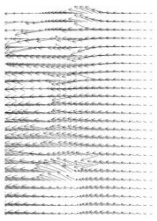
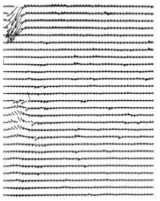
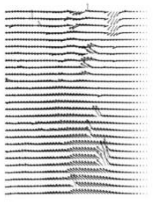
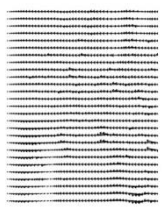
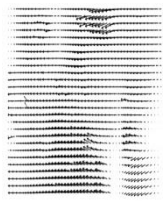
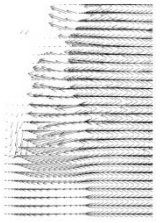
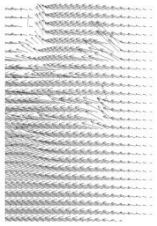
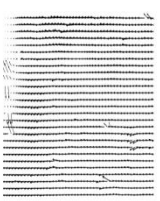
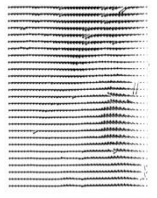
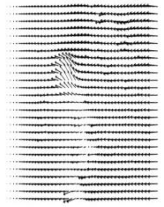
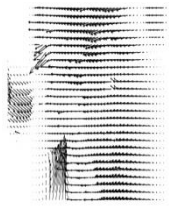
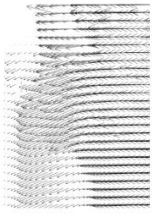
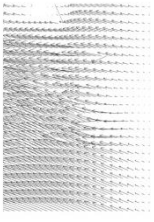
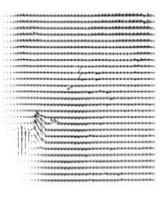
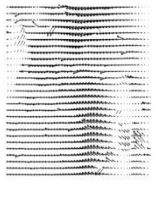
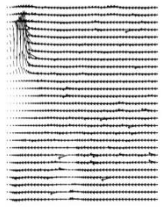
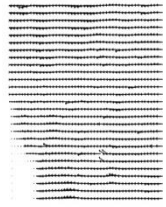
uL-50 için H2-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 14: uL=60 mm/s H_2-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

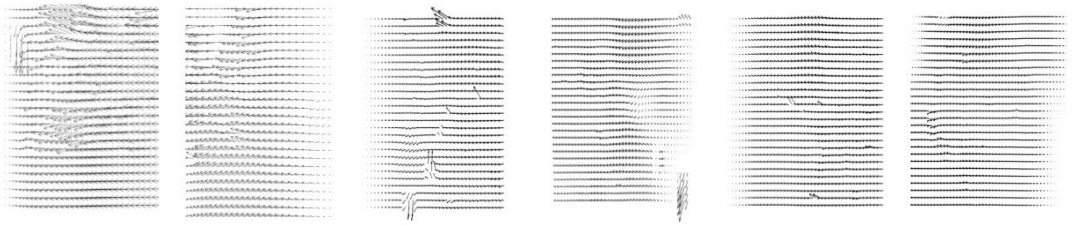
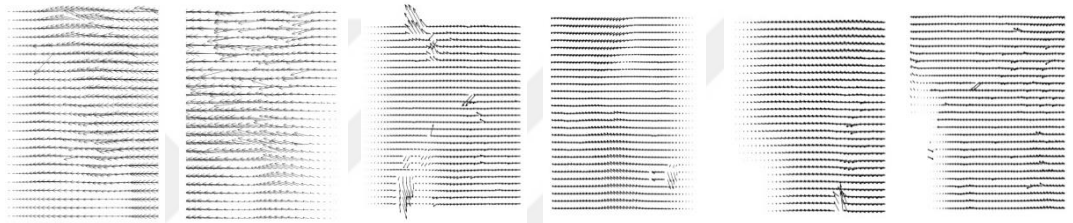
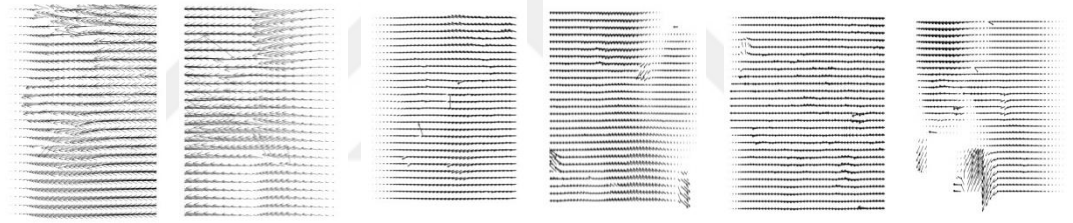
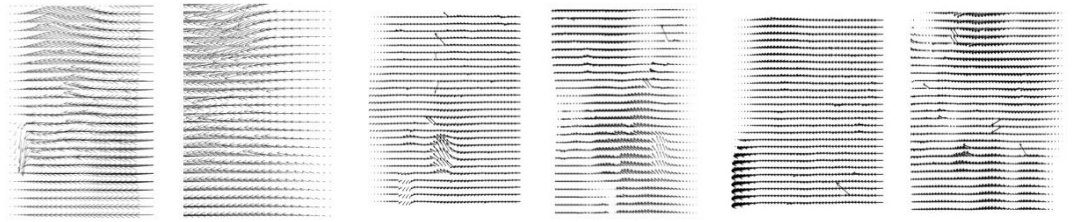
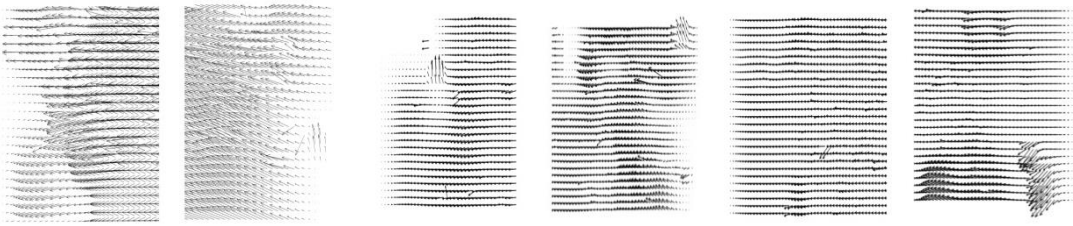
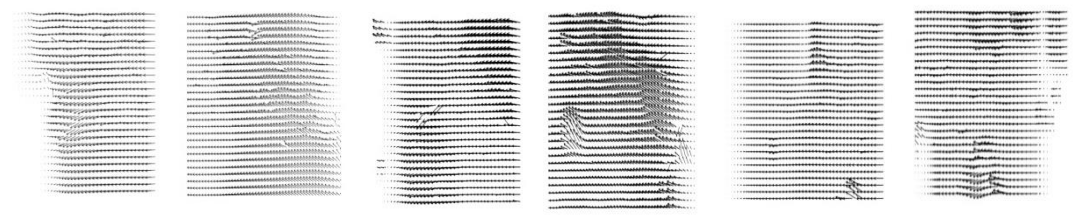
uL-60 için H2-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 15: uL=70 mm/s H_2-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

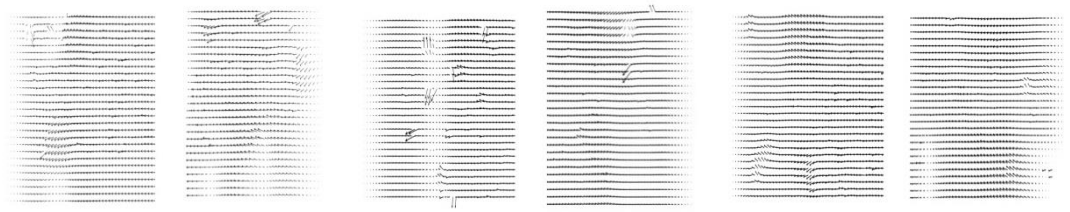
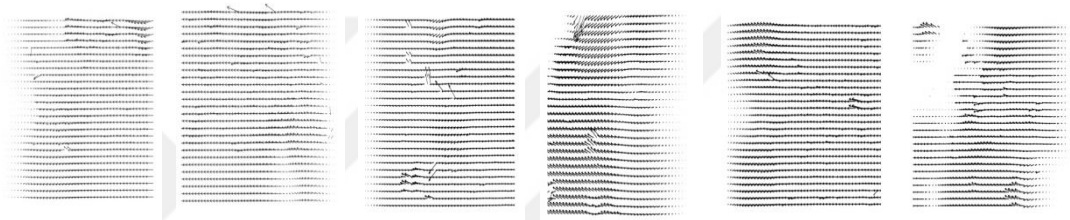
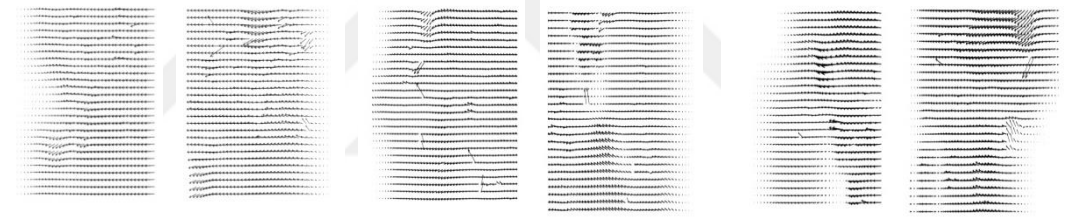
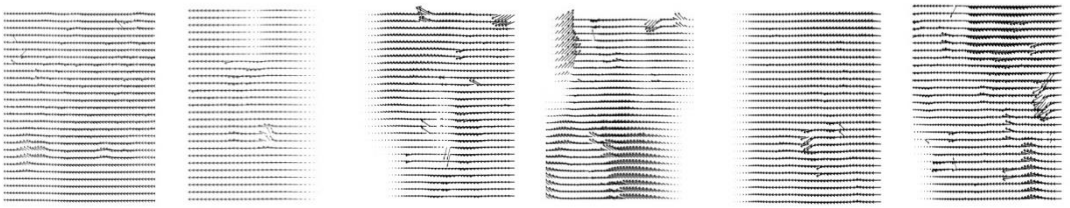
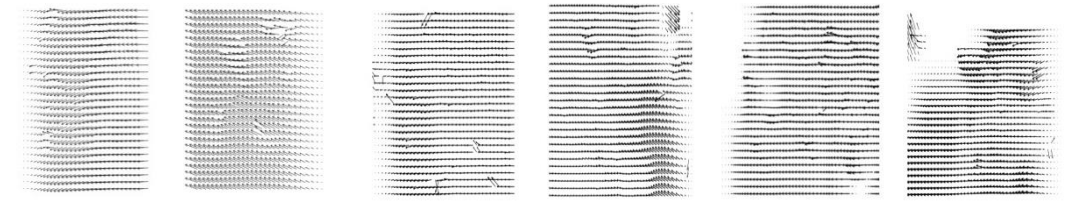
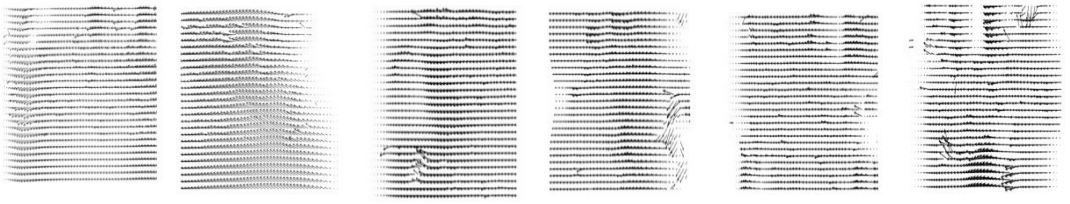
uL-70 için H2-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 16: uL=80 mm/s H_2-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

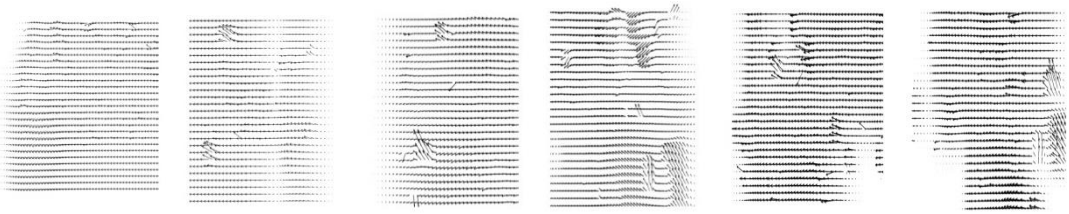
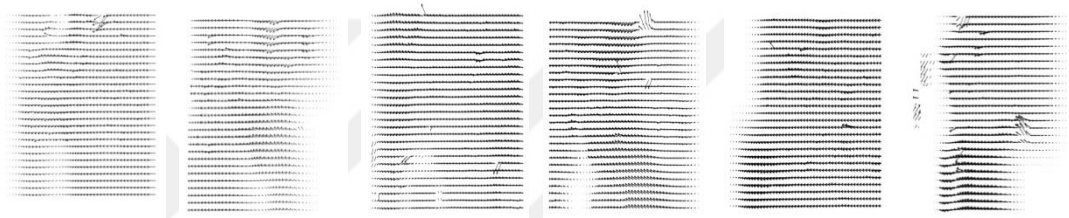
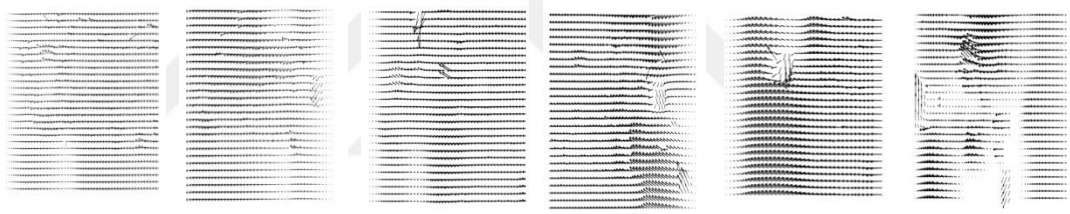
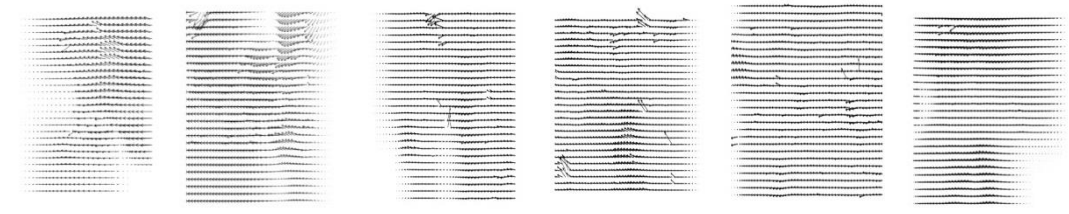
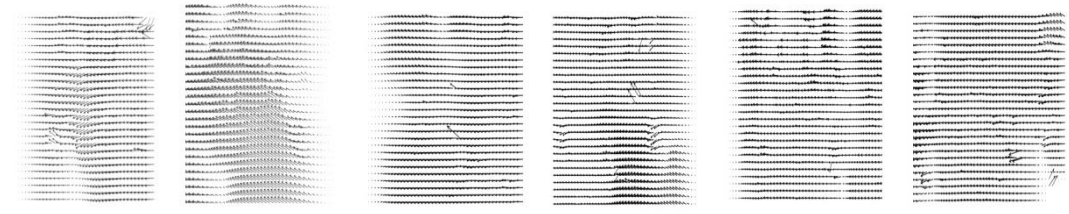
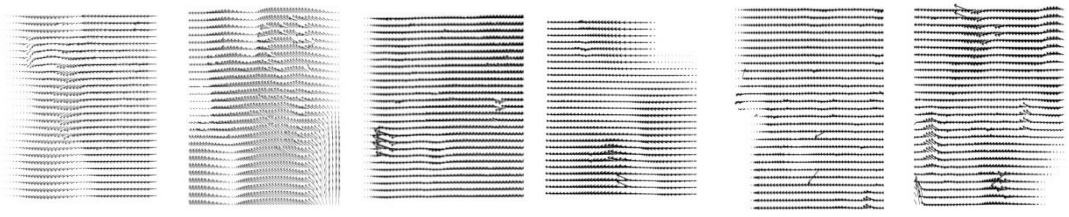
uL-80 için H2-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 17: uL=90 mm/s H_2-Benzin.

uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

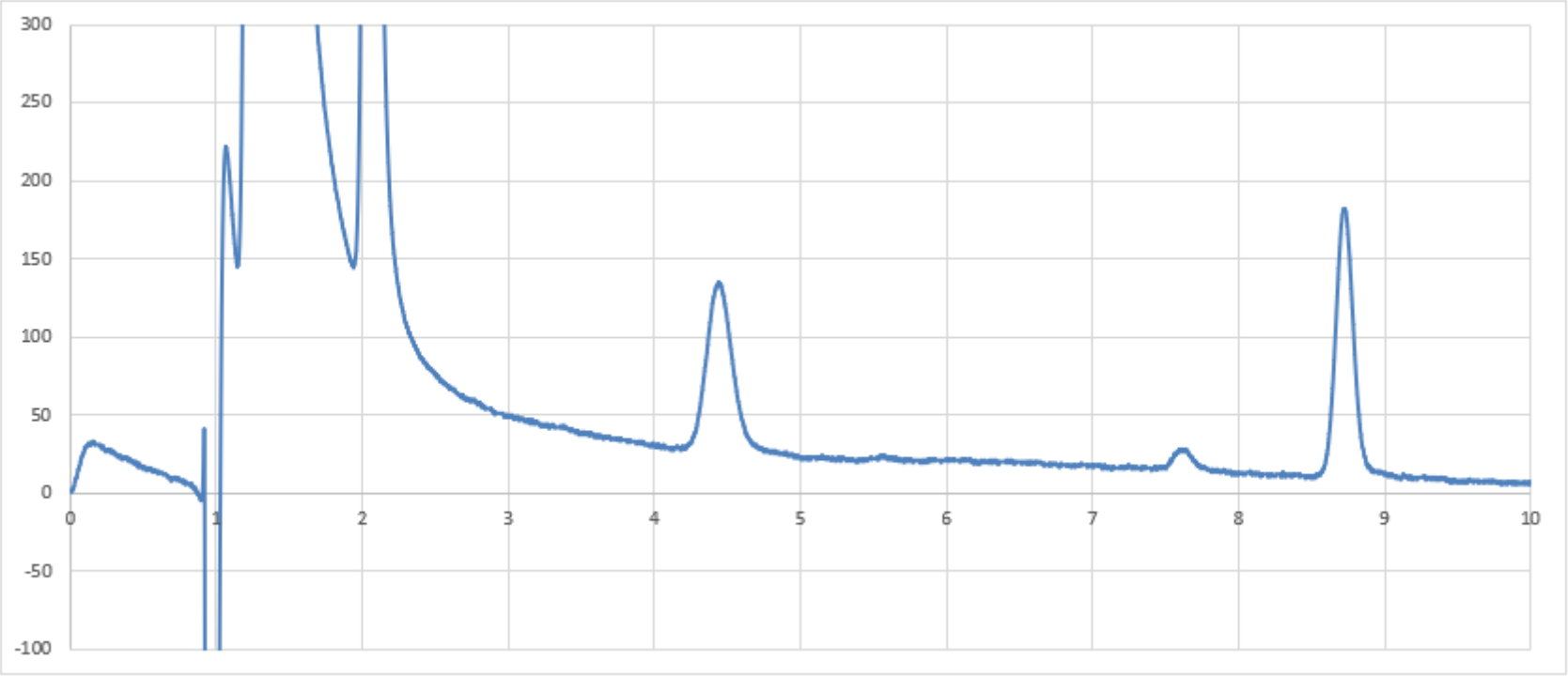
uL-90 için H2-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

Çizelge F. 18: uL=100 mm/s H_2-Benzin.

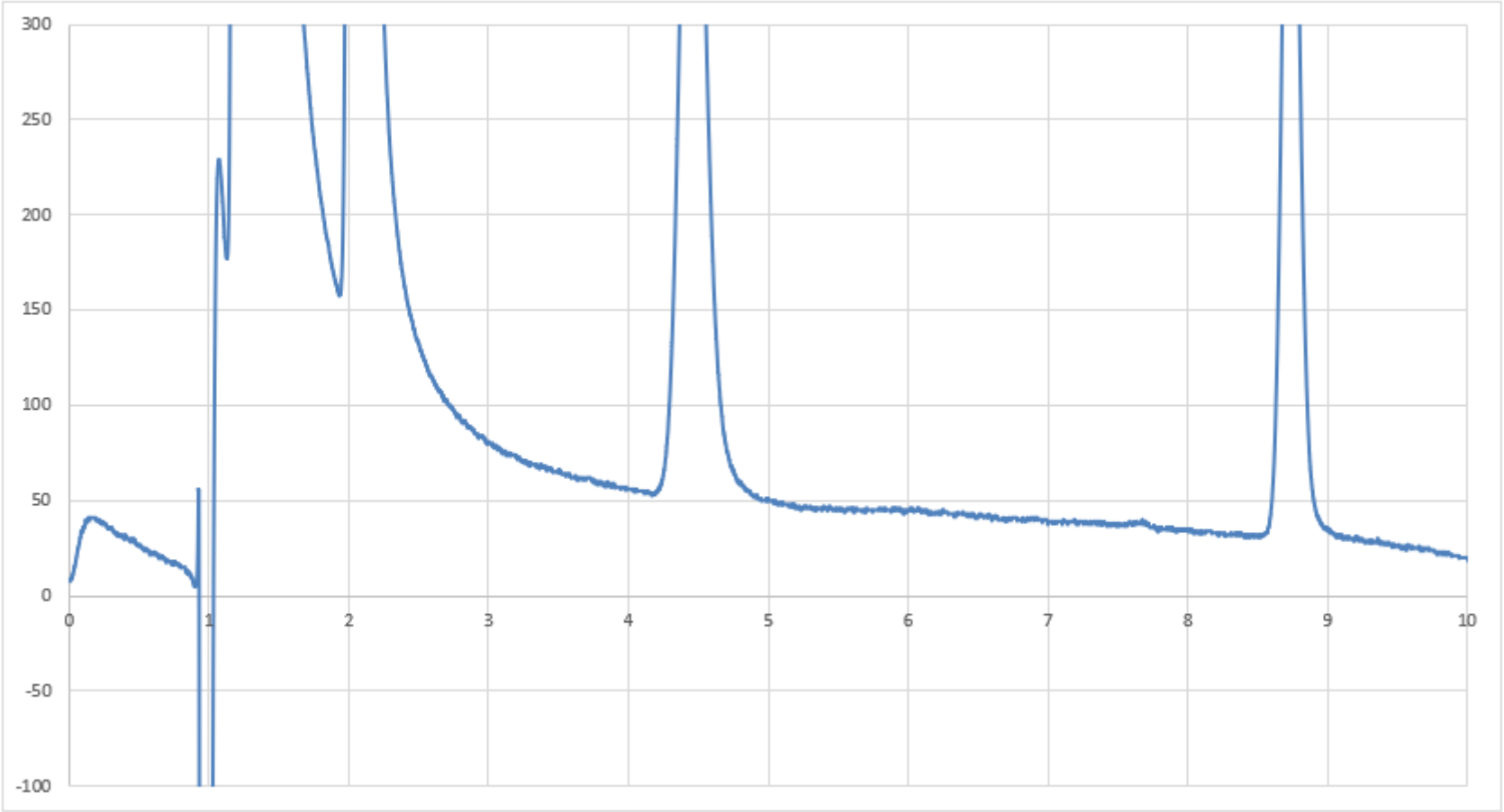
uG (mm/s)	L-(K.Ö)	L-(K.S)	T-(K.Ö)	T-(K.S)	Y-(K.Ö)	Y-(K.S)
10						
20						
30						
40						
50						
60						
70						

uL-100 için H2-benzin akış alanları (K.S-kabarcık sonrası, K.Ö-kabarcık öncesi)

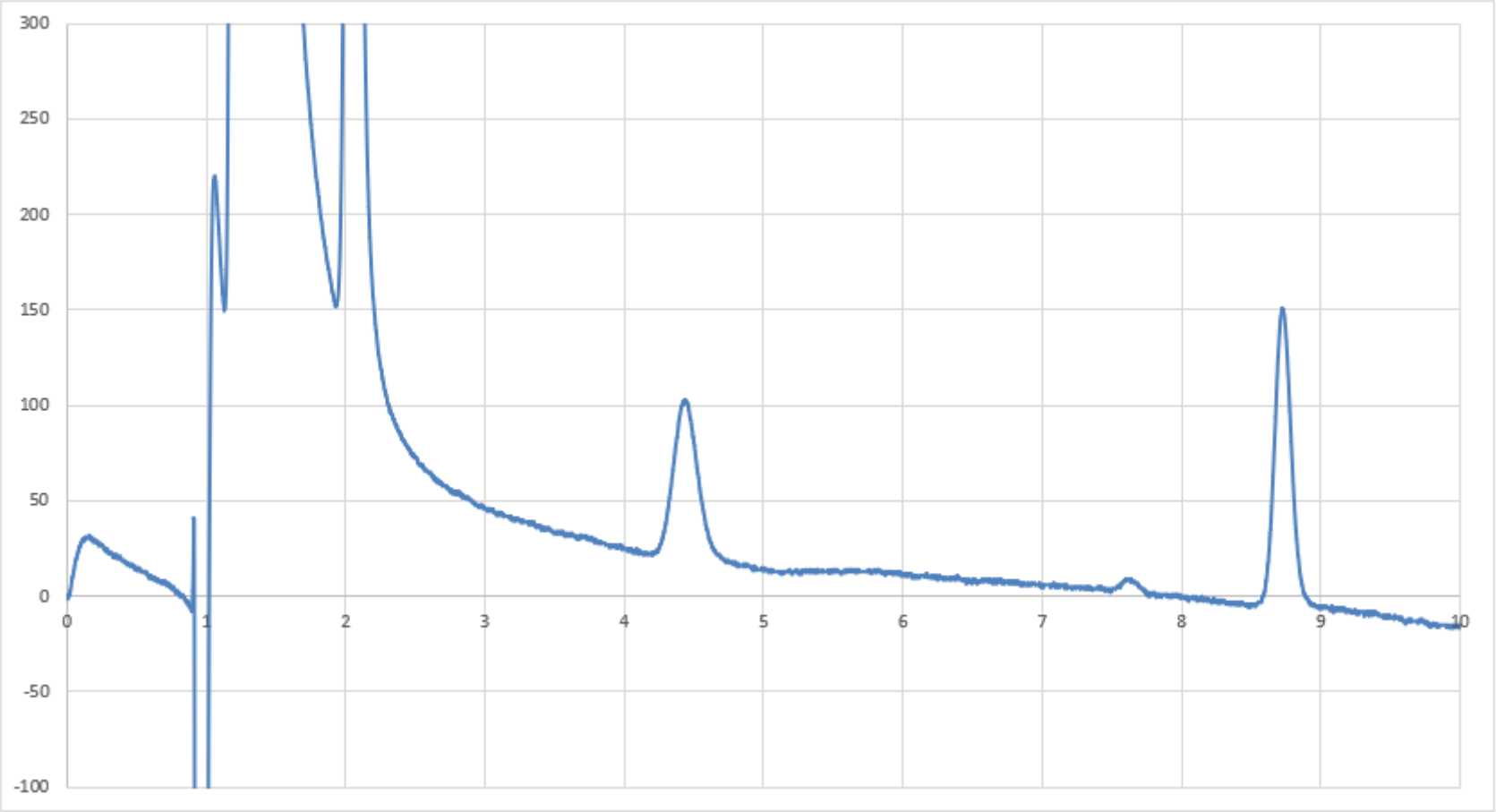
EK G: Reaksiyon Ürünleri



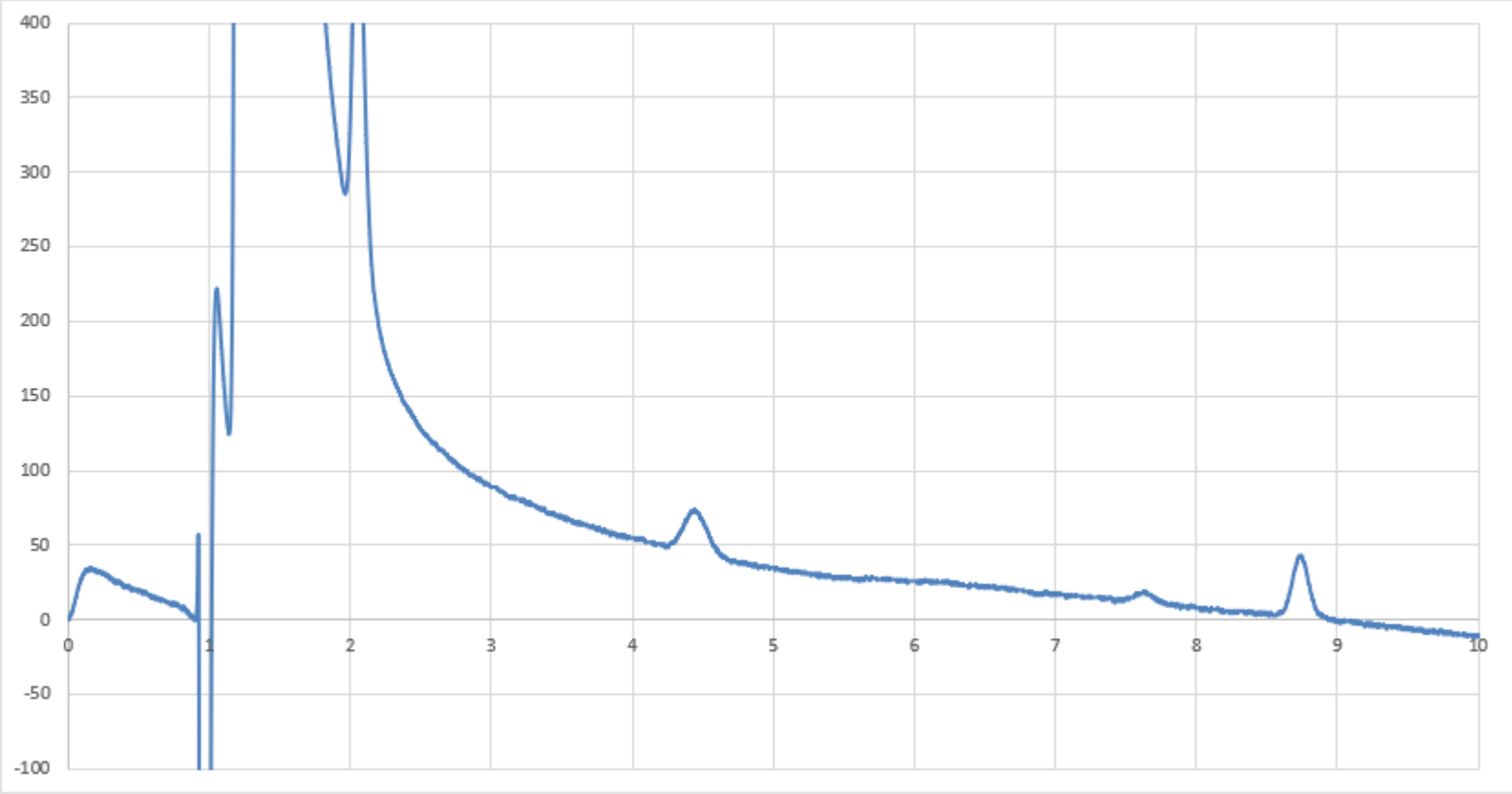
Şekil G. 1: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{-}$ ürünleri-12-numaralı deney



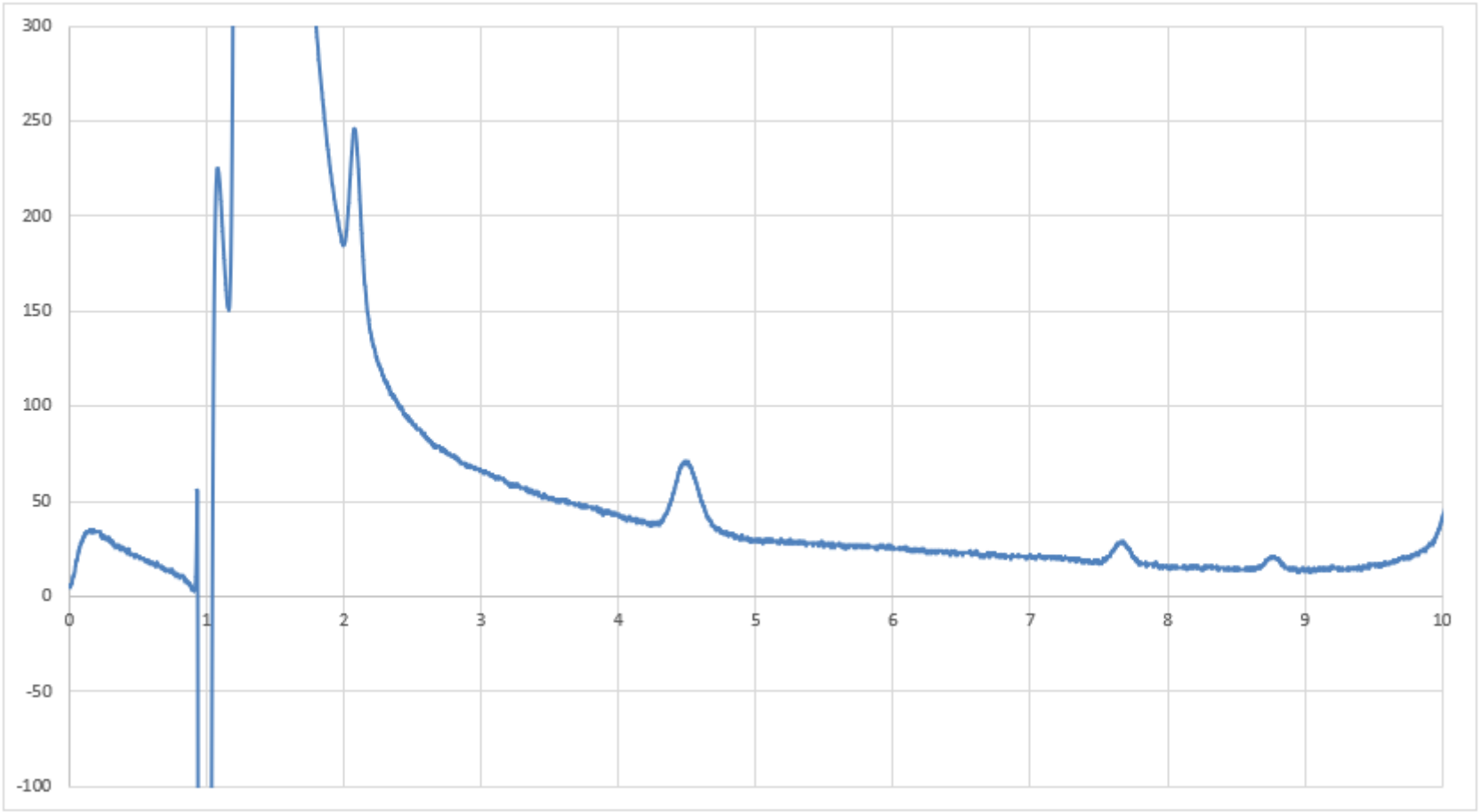
Şekil G. 2: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-11-numaralı deney



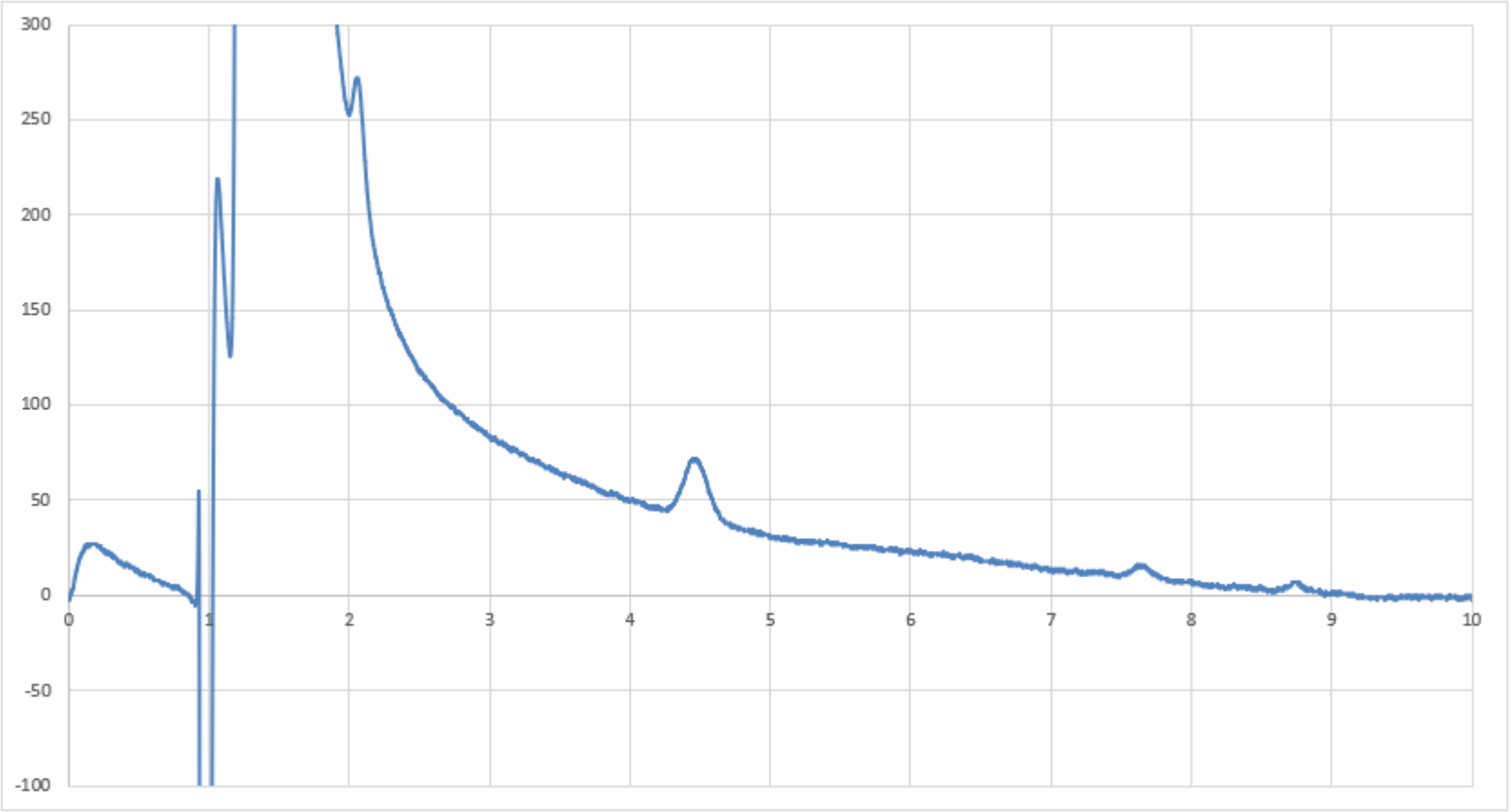
Şekil G. 3: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-10-numaralı deney



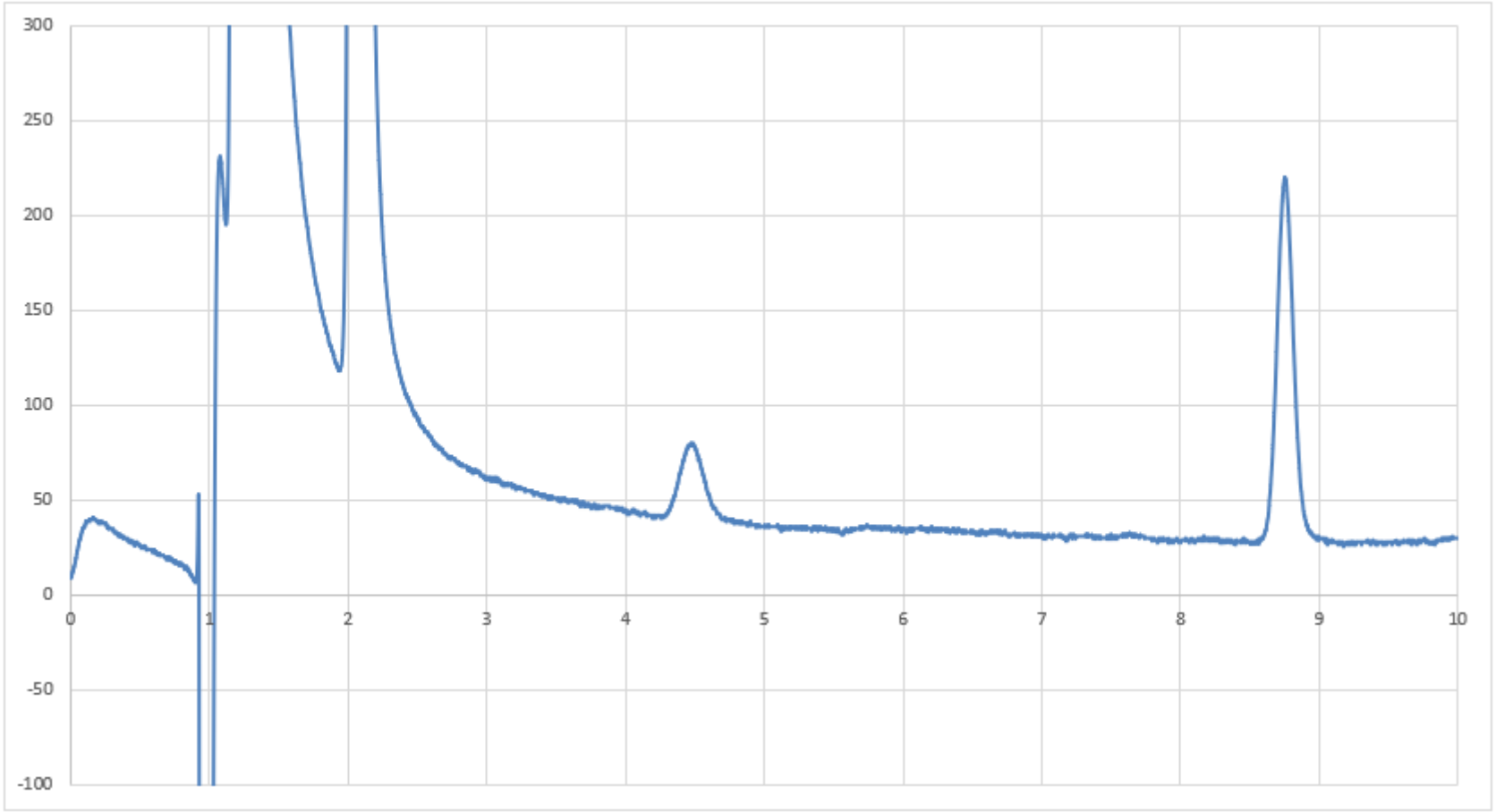
Şekil G. 4: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-9-numaralı deney



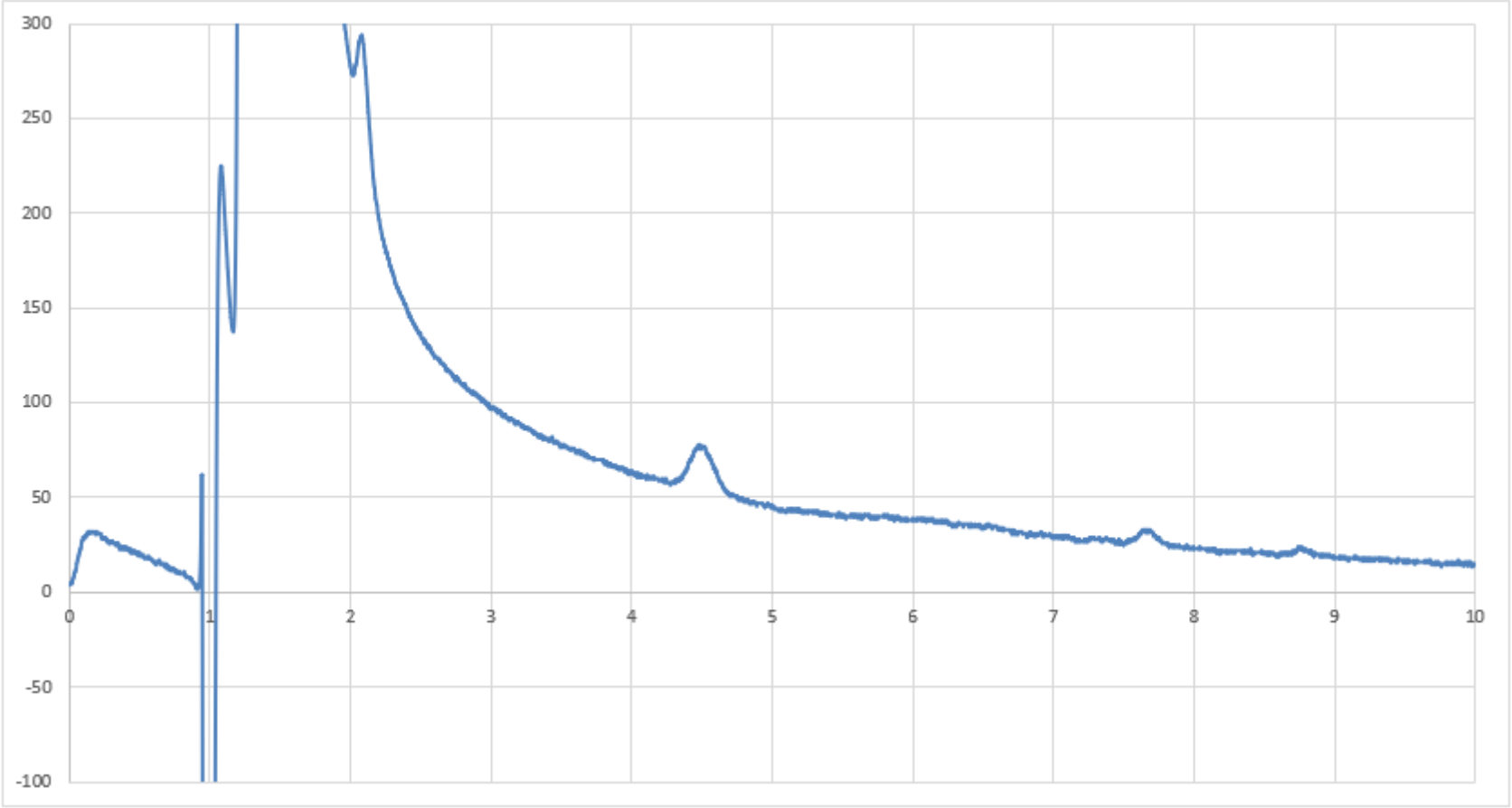
Şekil G.5: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-8-numaralı deney



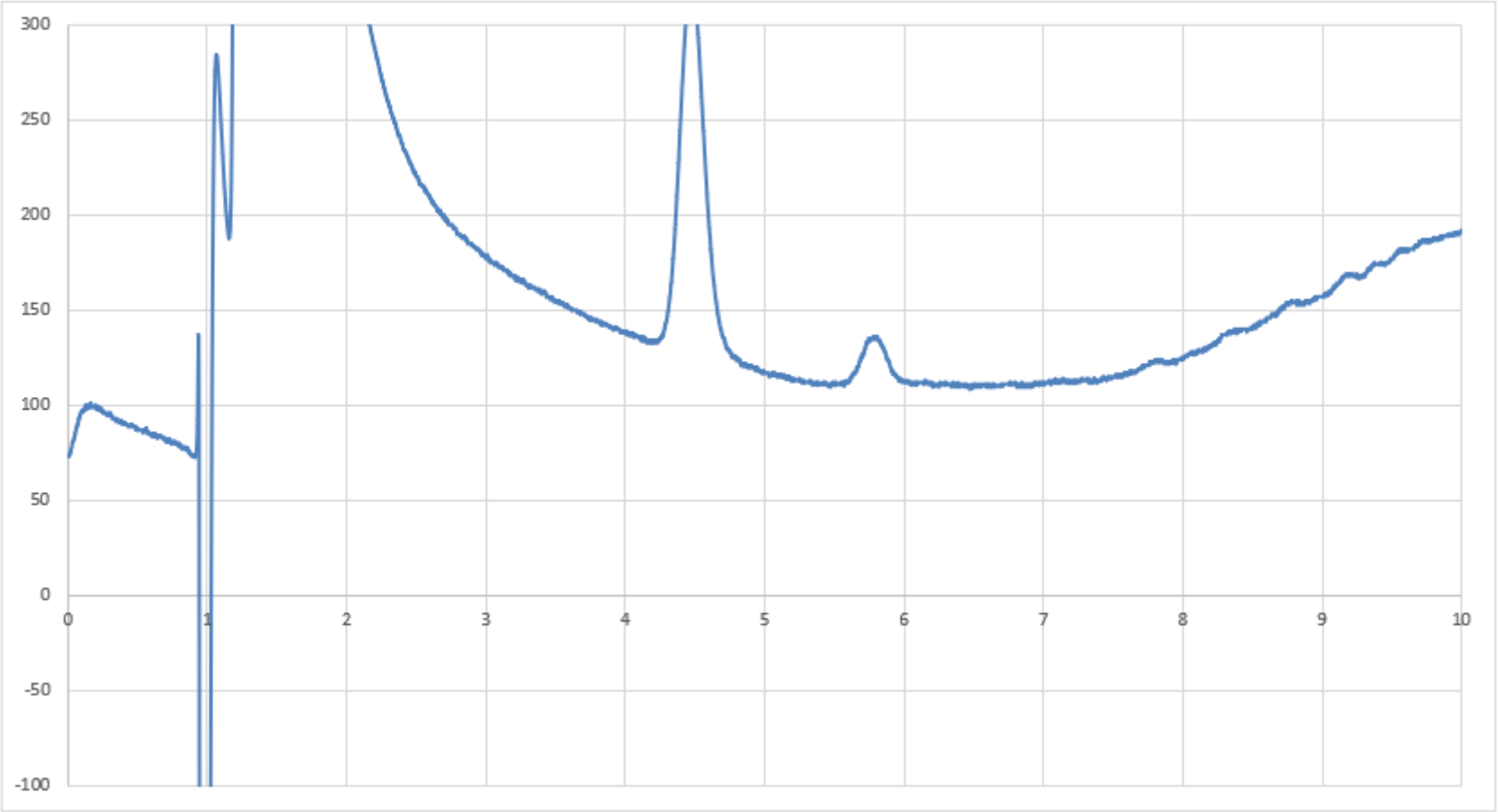
Şekil G. 6: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-7-numaralı deney



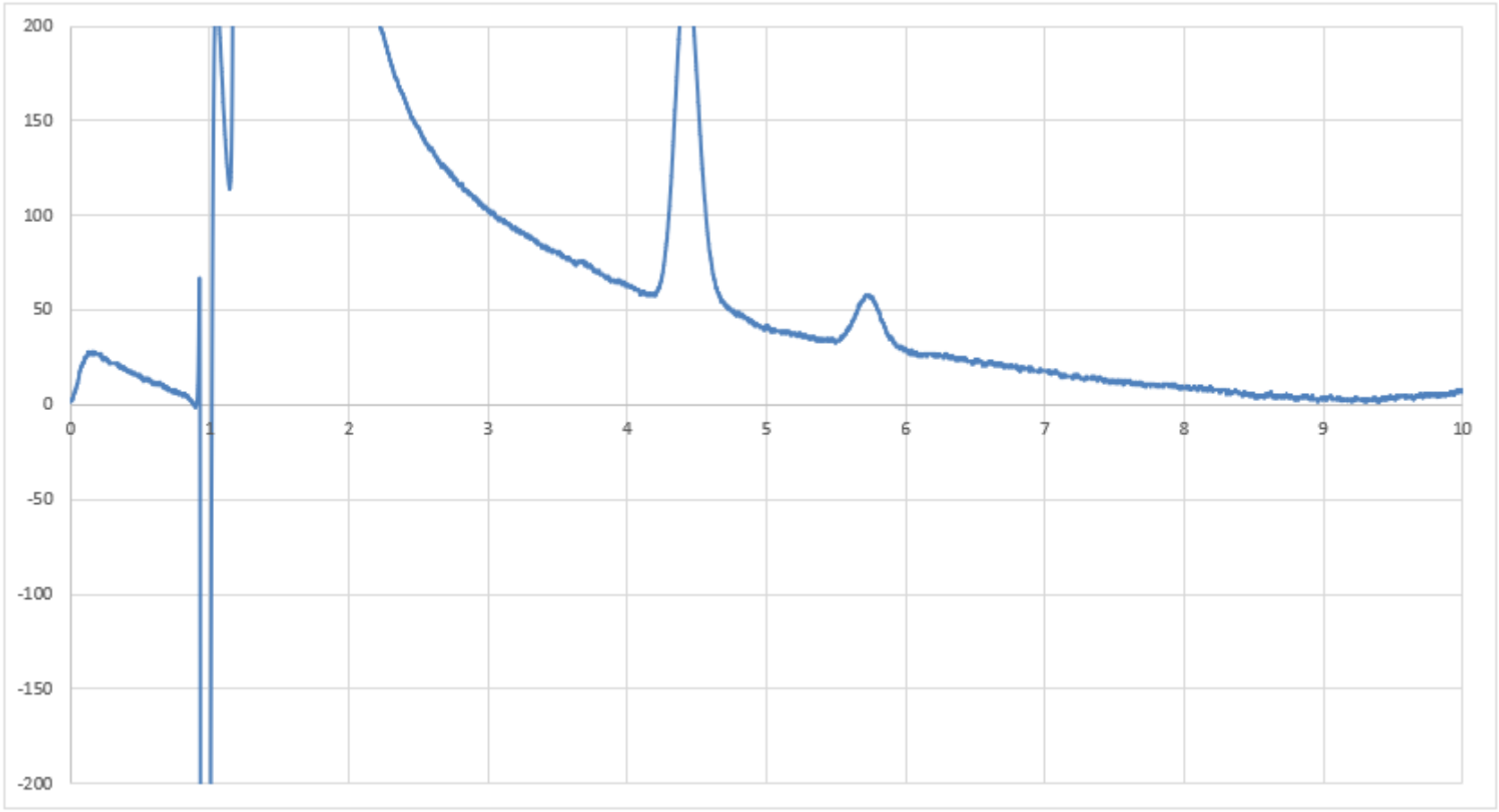
Şekil G. 7: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-6-numaralı deney



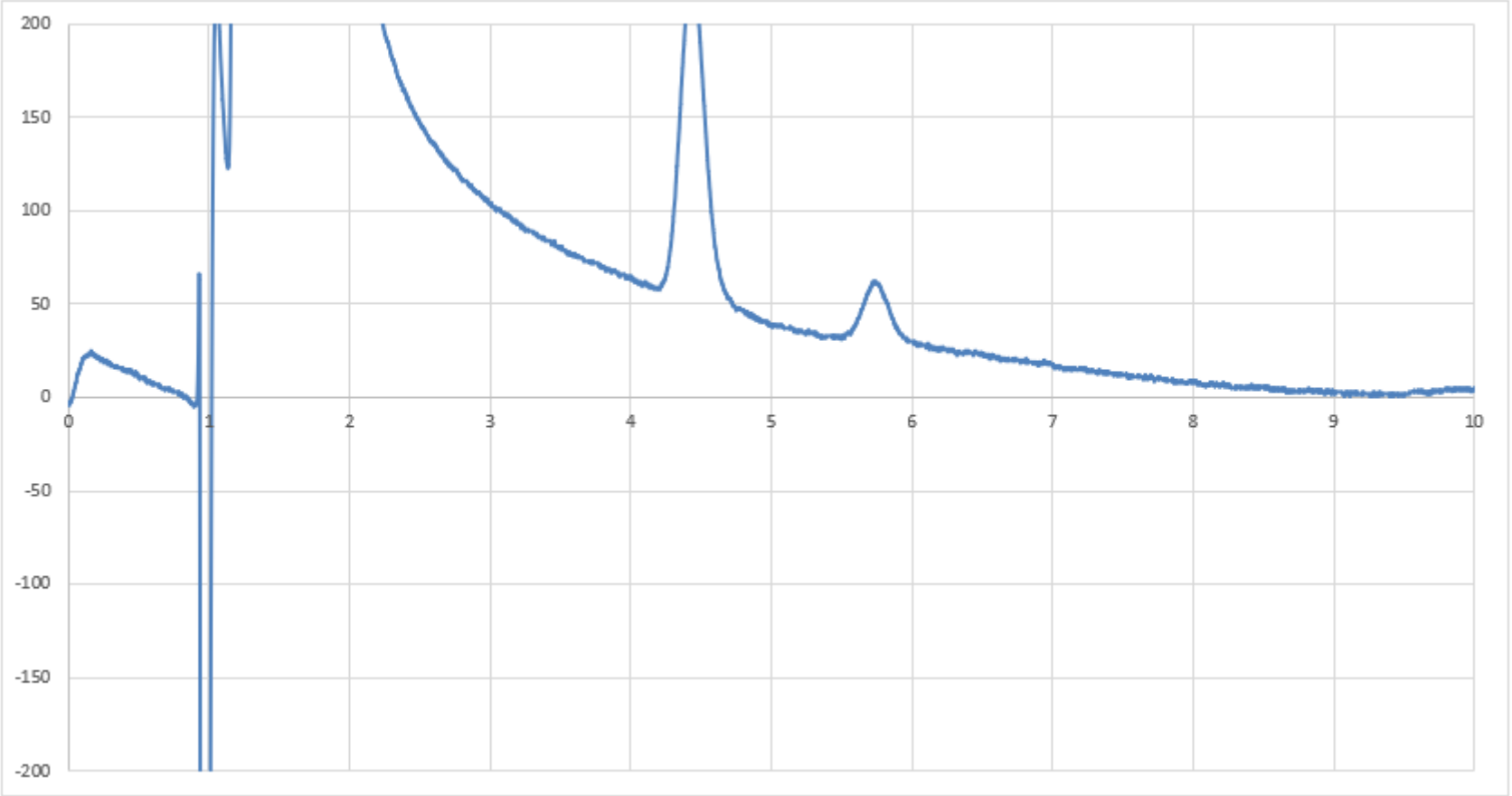
Şekil G. 8: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-5-numaralı deney



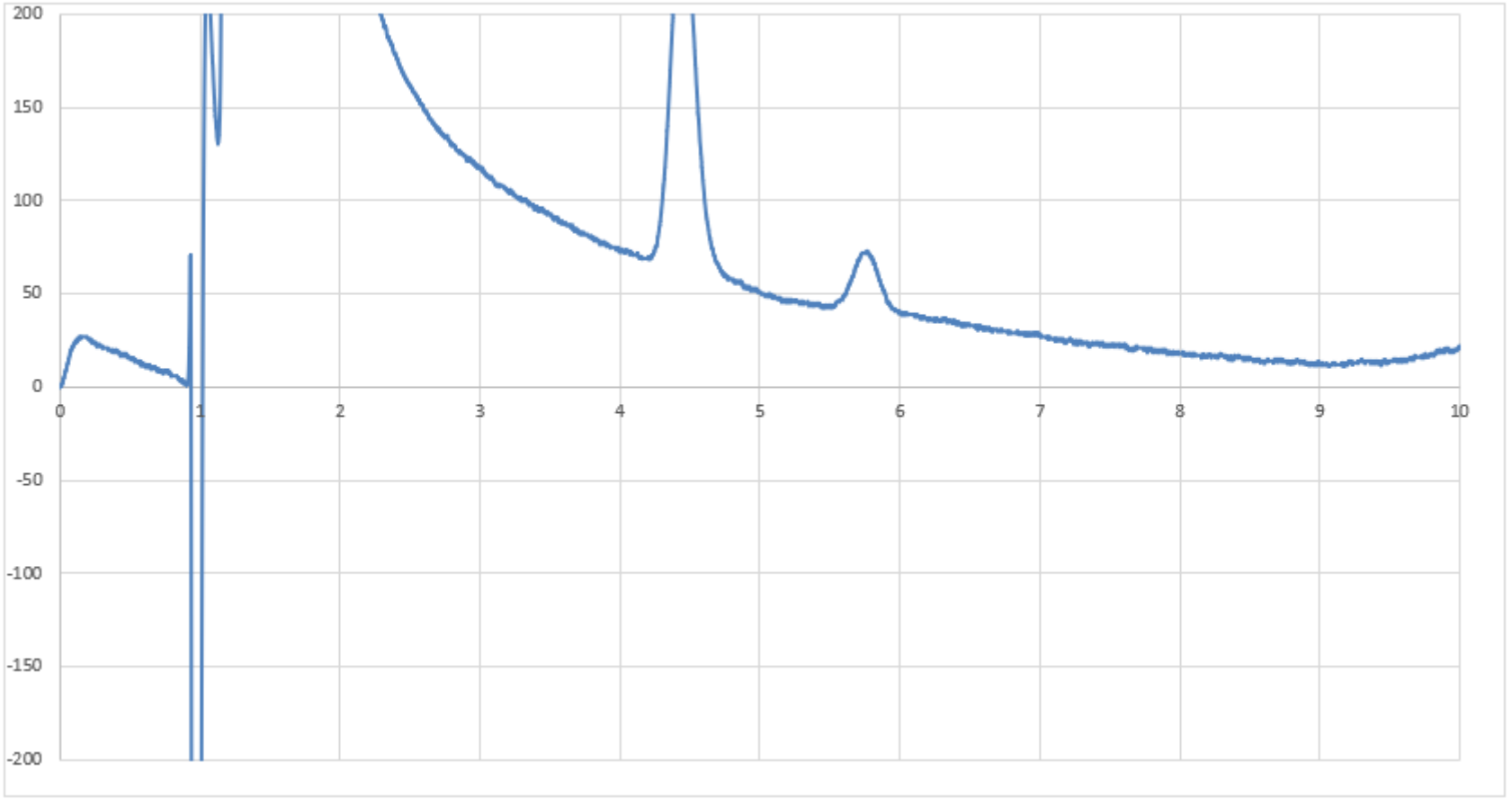
Şekil G. 9: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-4-numaralı deney



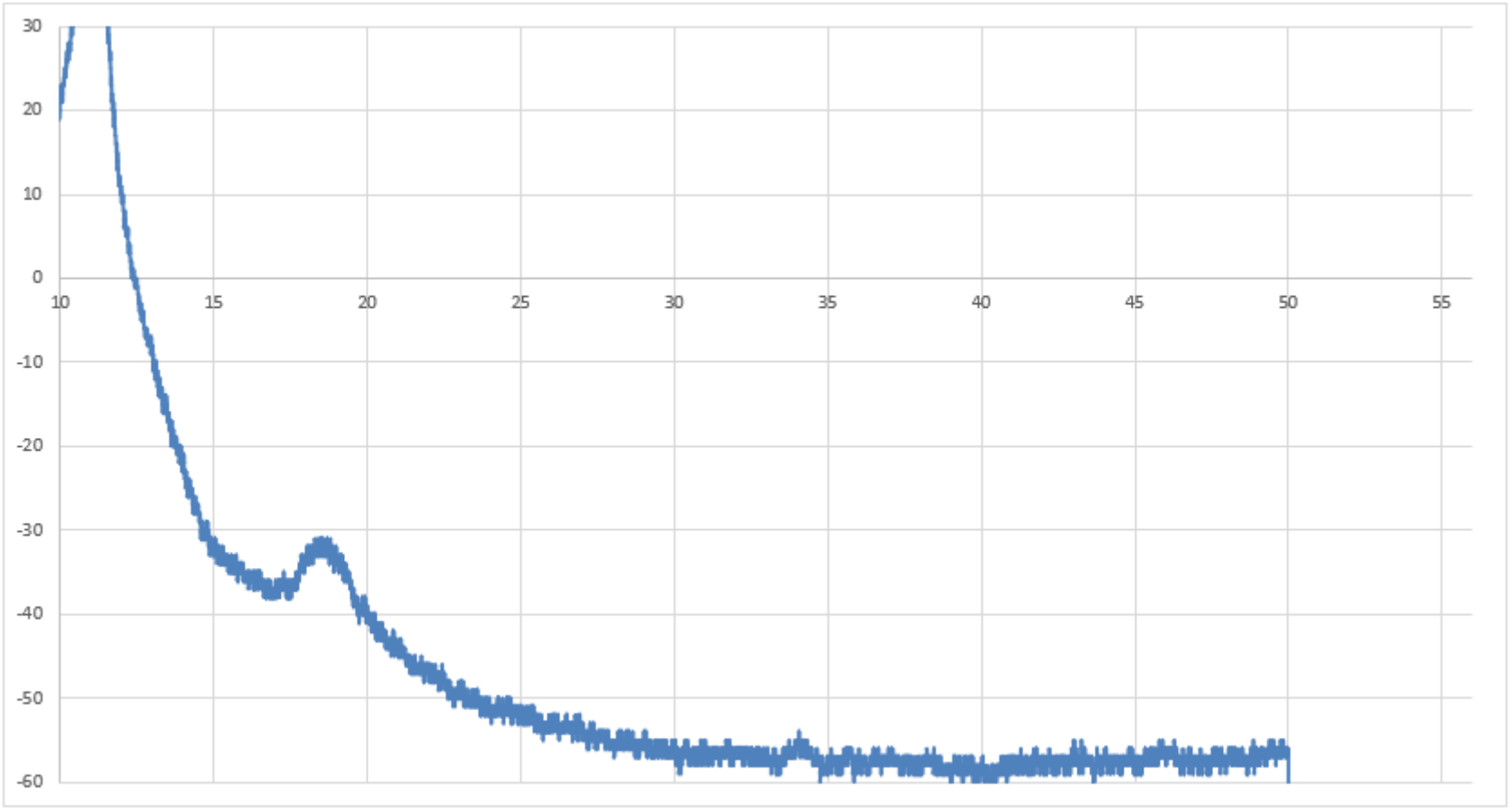
Şekil G. 10: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-3-numaralı deney



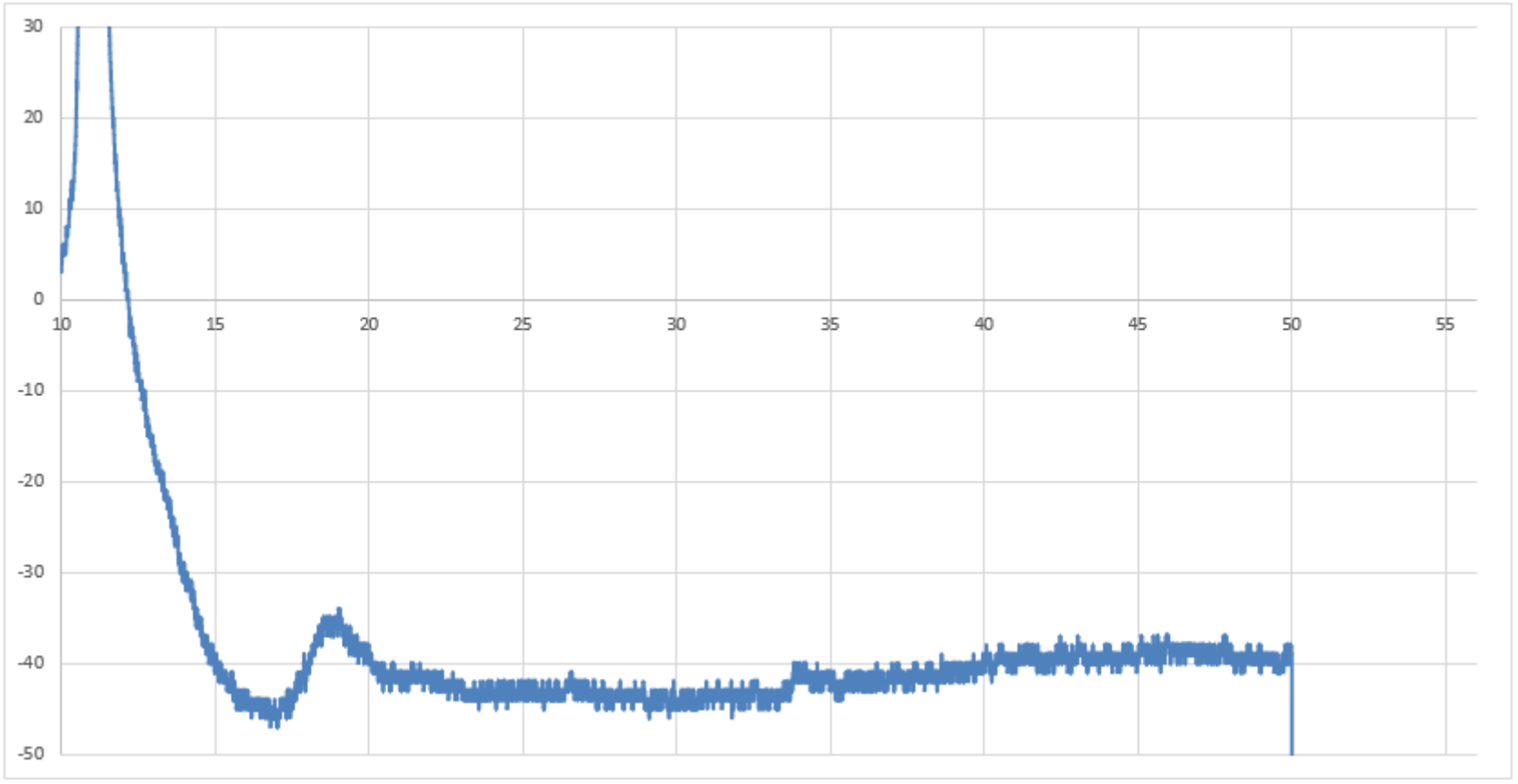
Şekil G. 11: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{-}$ ürünleri-2-numaralı deney



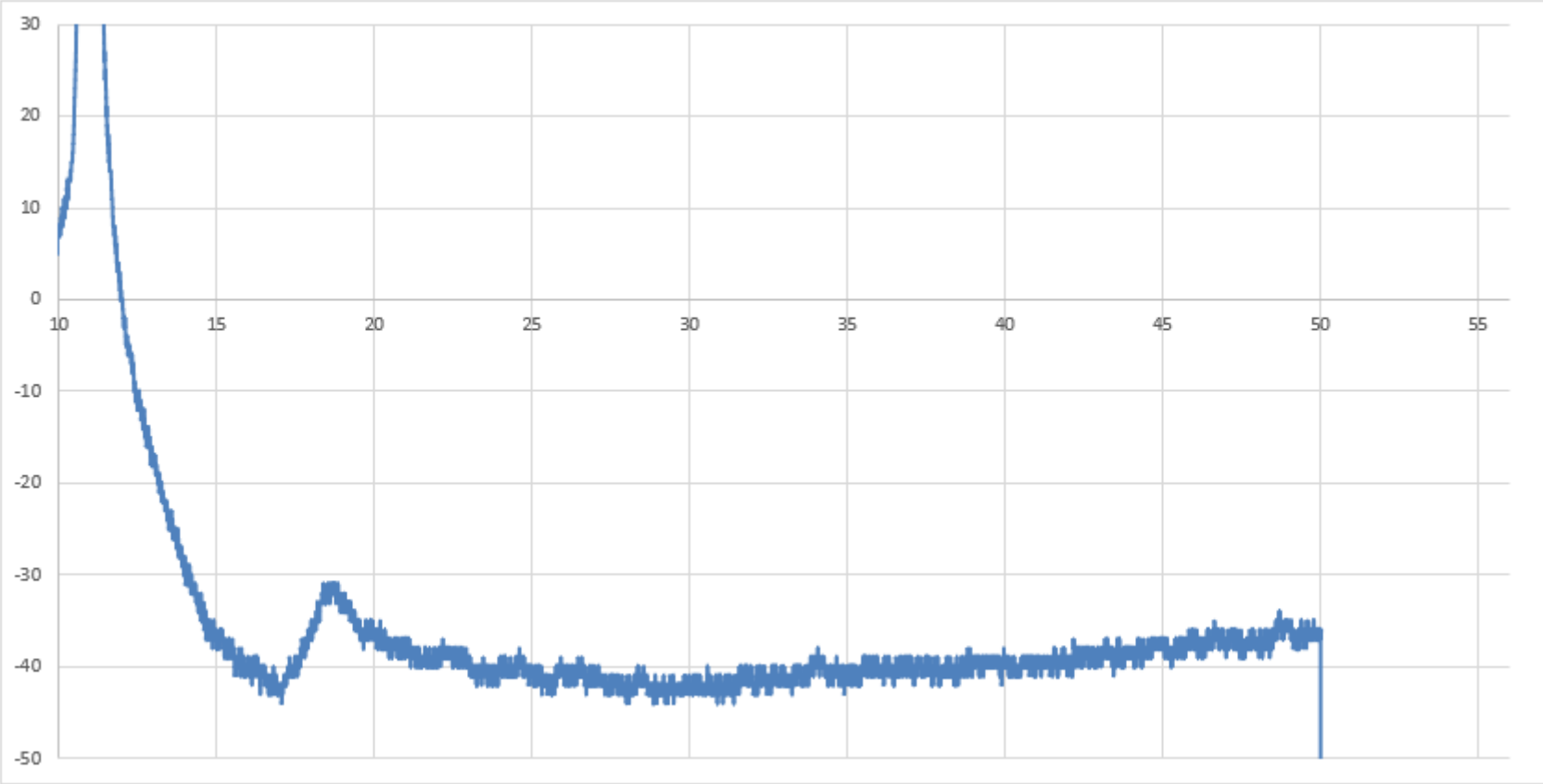
Şekil G. 12: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-1-numaralı deney



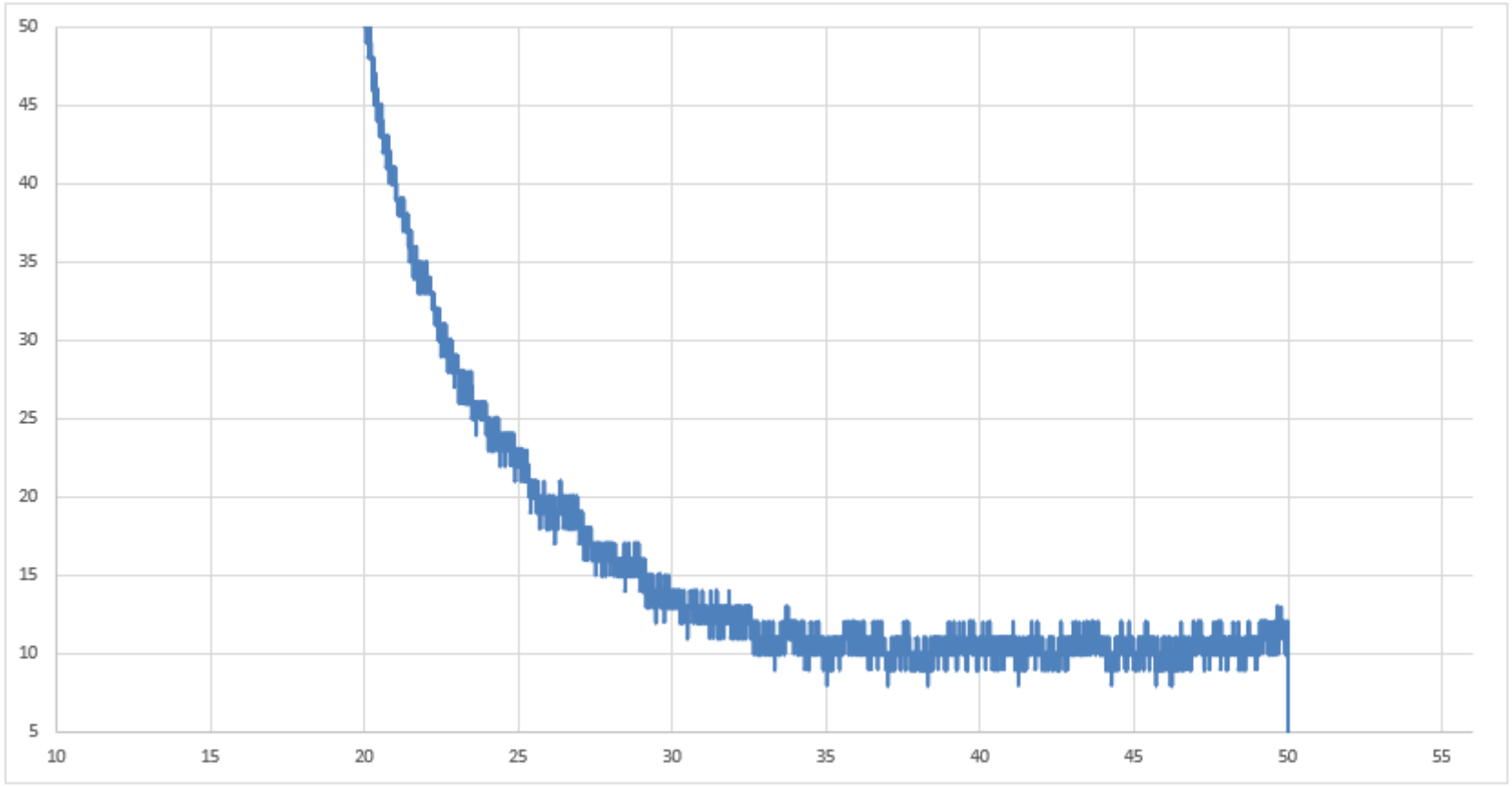
Şekil G. 13: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-1-numaralı deney



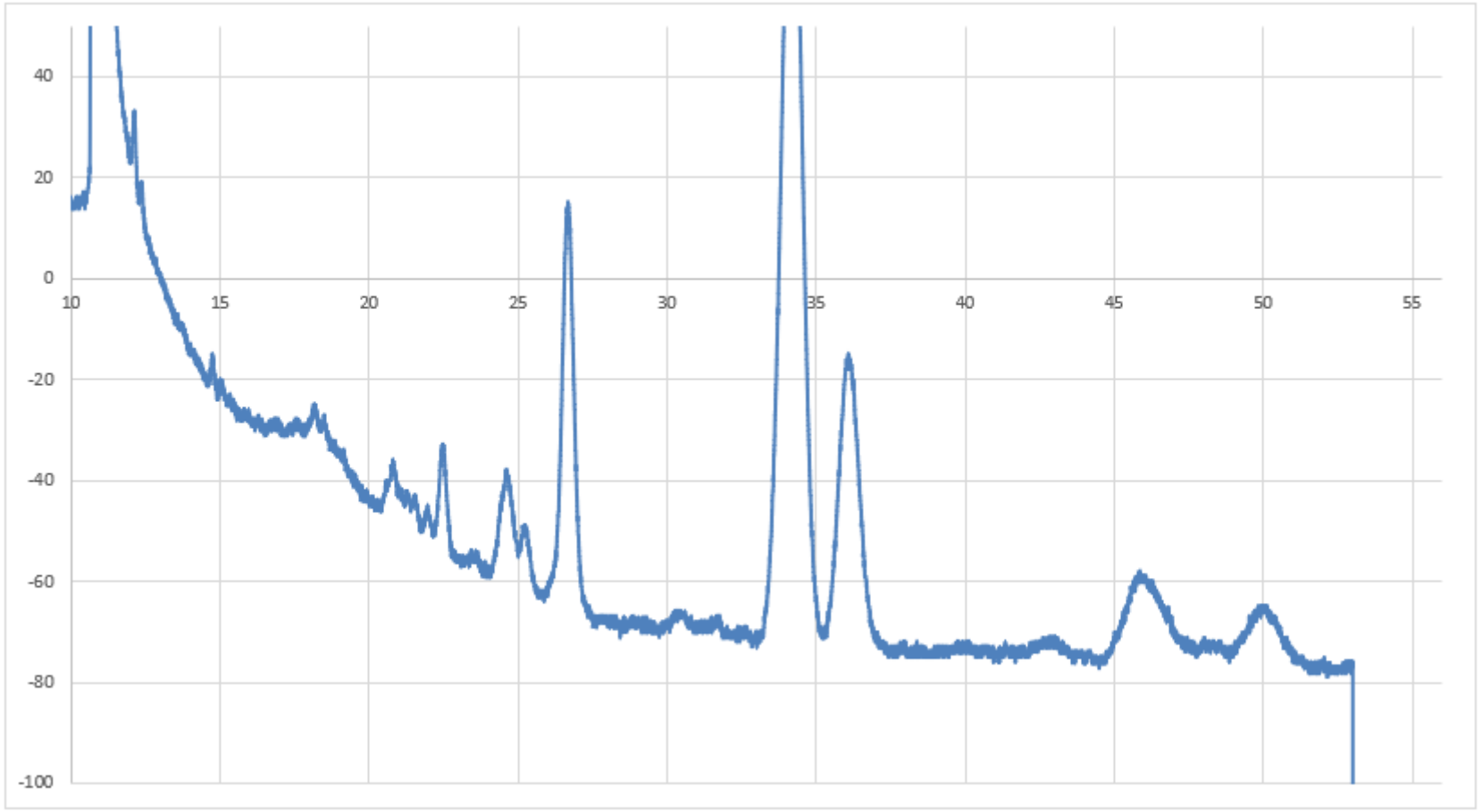
Şekil G. 14: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-2-numaralı deney



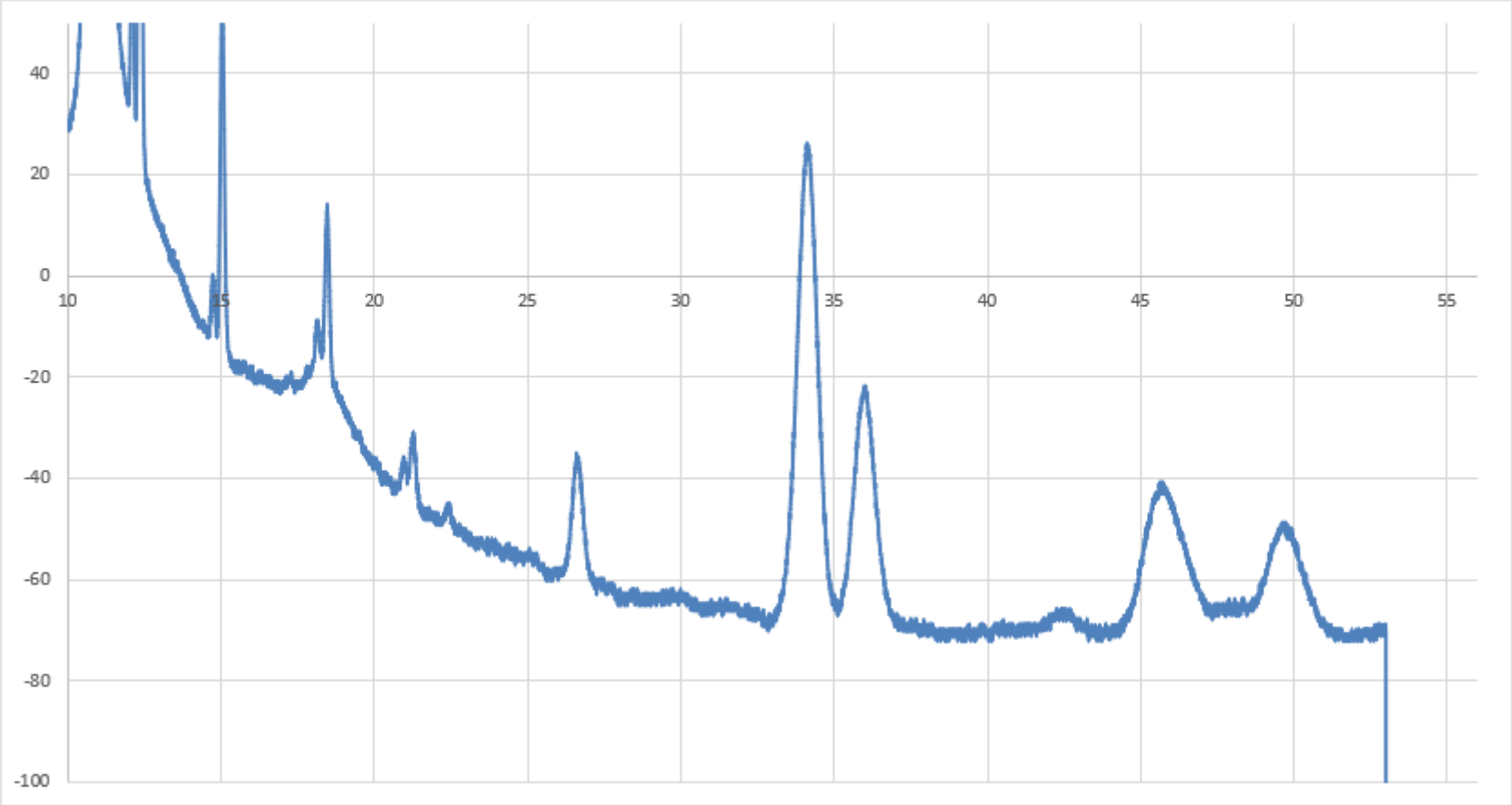
Şekil G. 15: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-3-numaralı deney



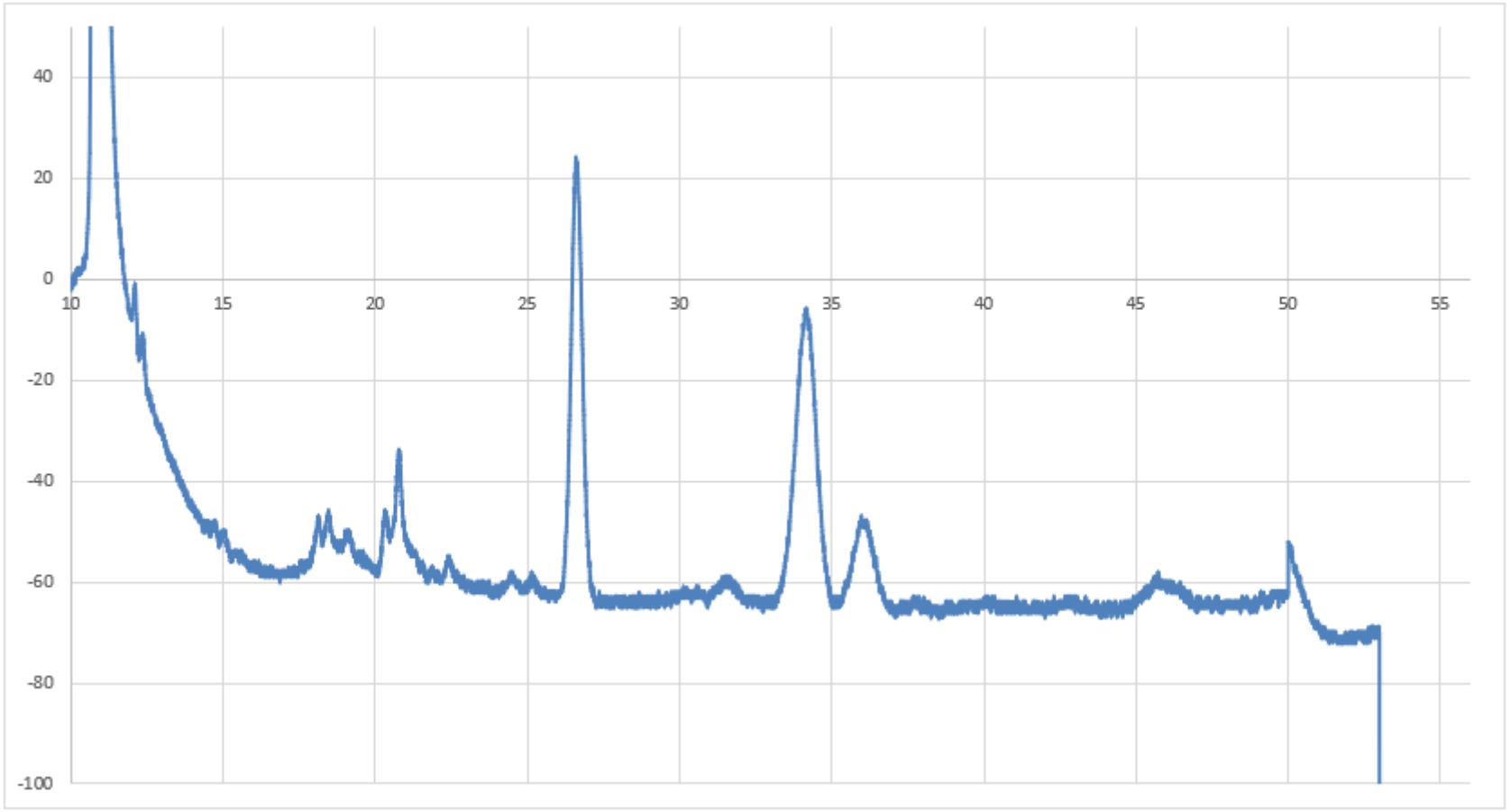
Şekil G. 16: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-4-numaralı deney



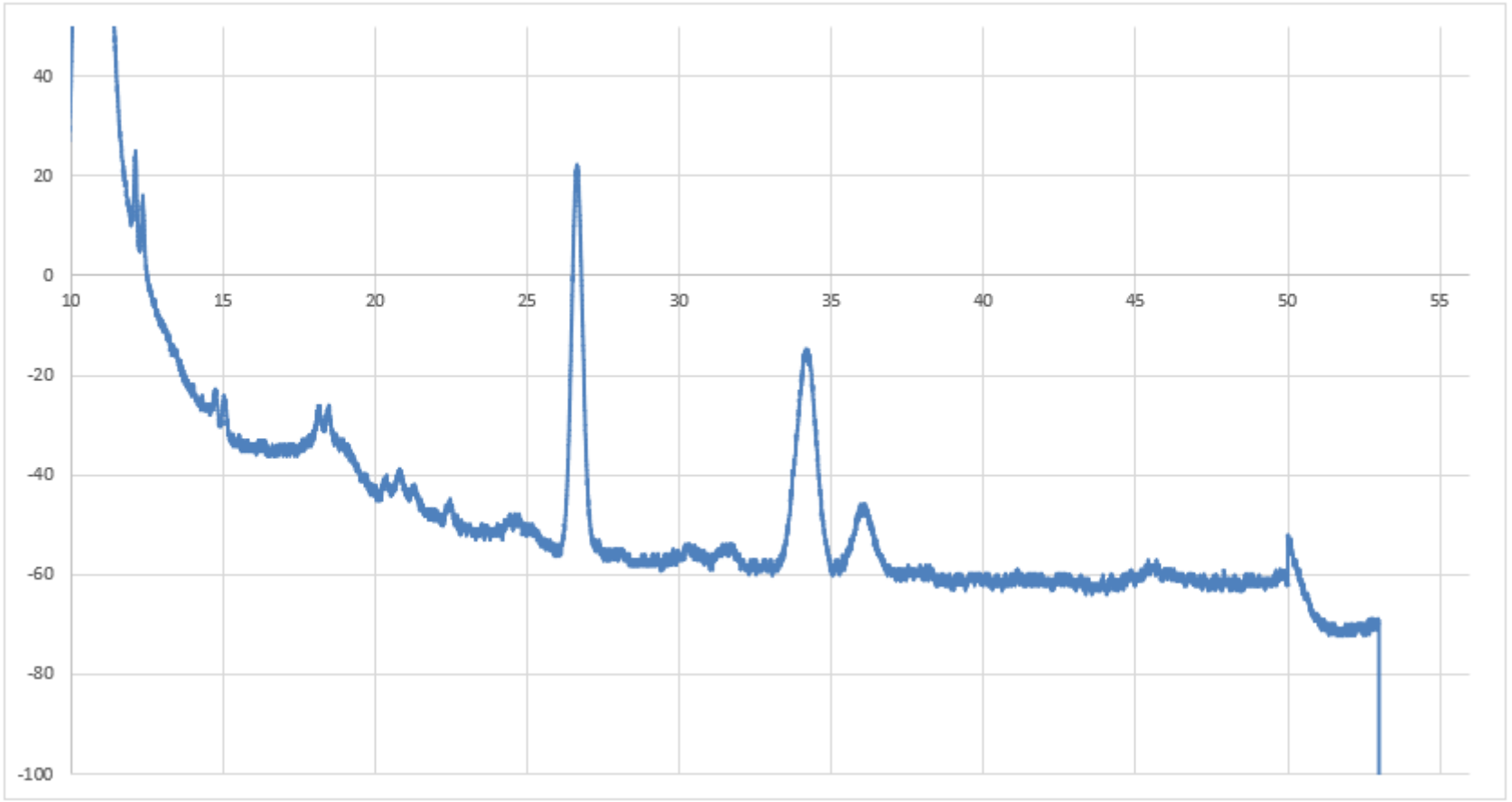
Şekil G. 17: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-5-numaralı deney



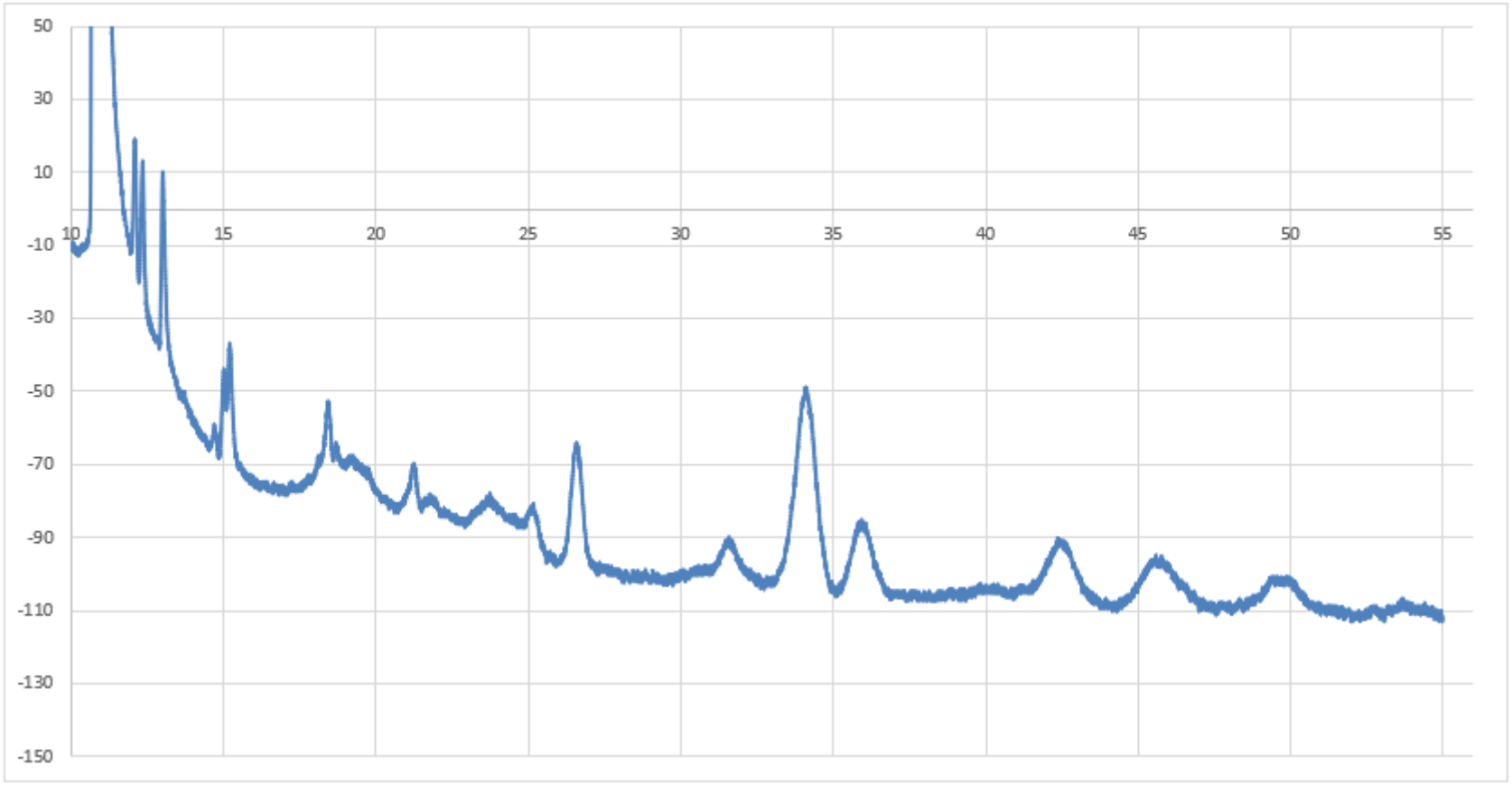
Şekil G. 18: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-6-numaralı deney



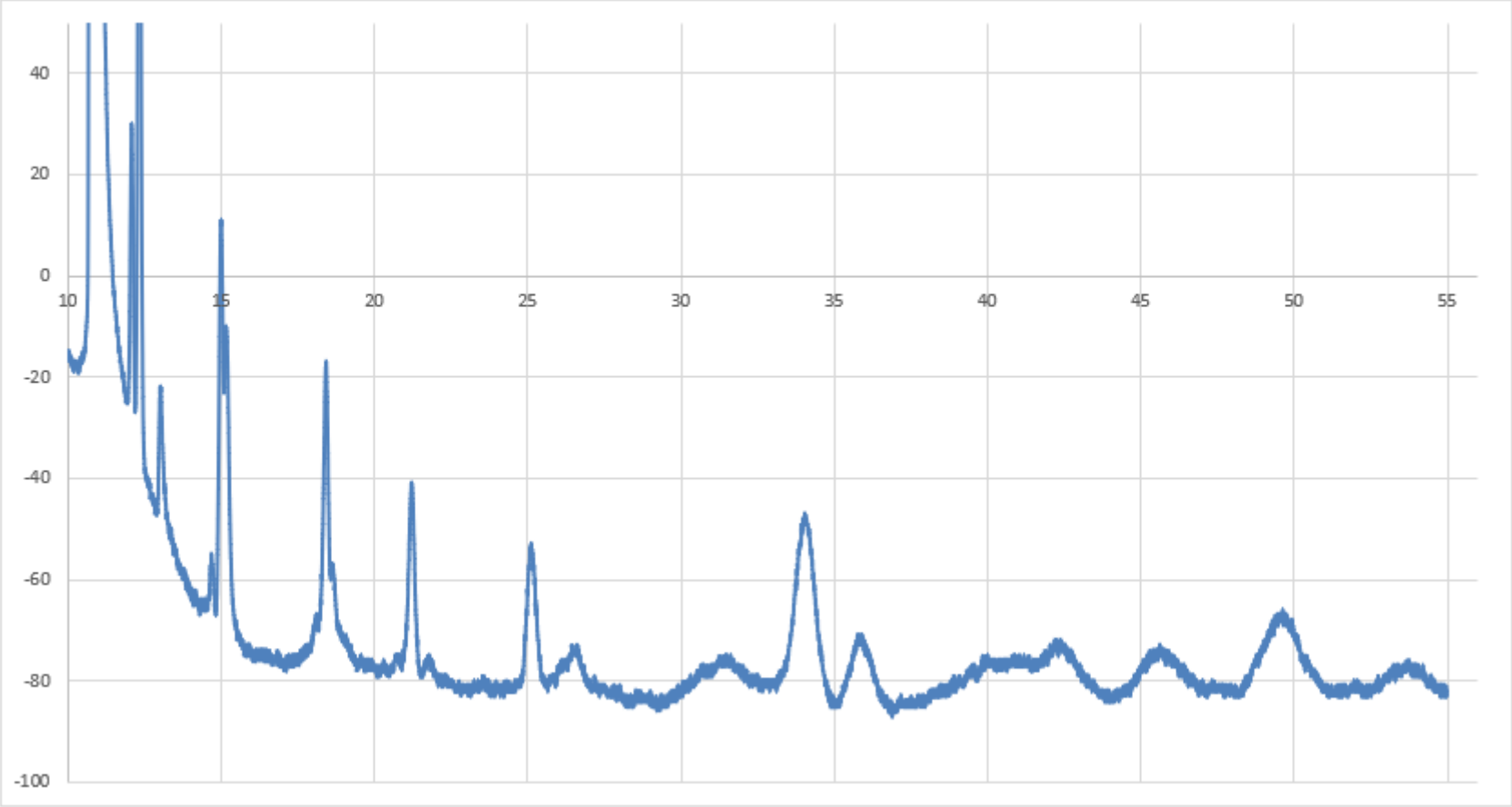
Şekil G. 19: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-7-numaralı deney



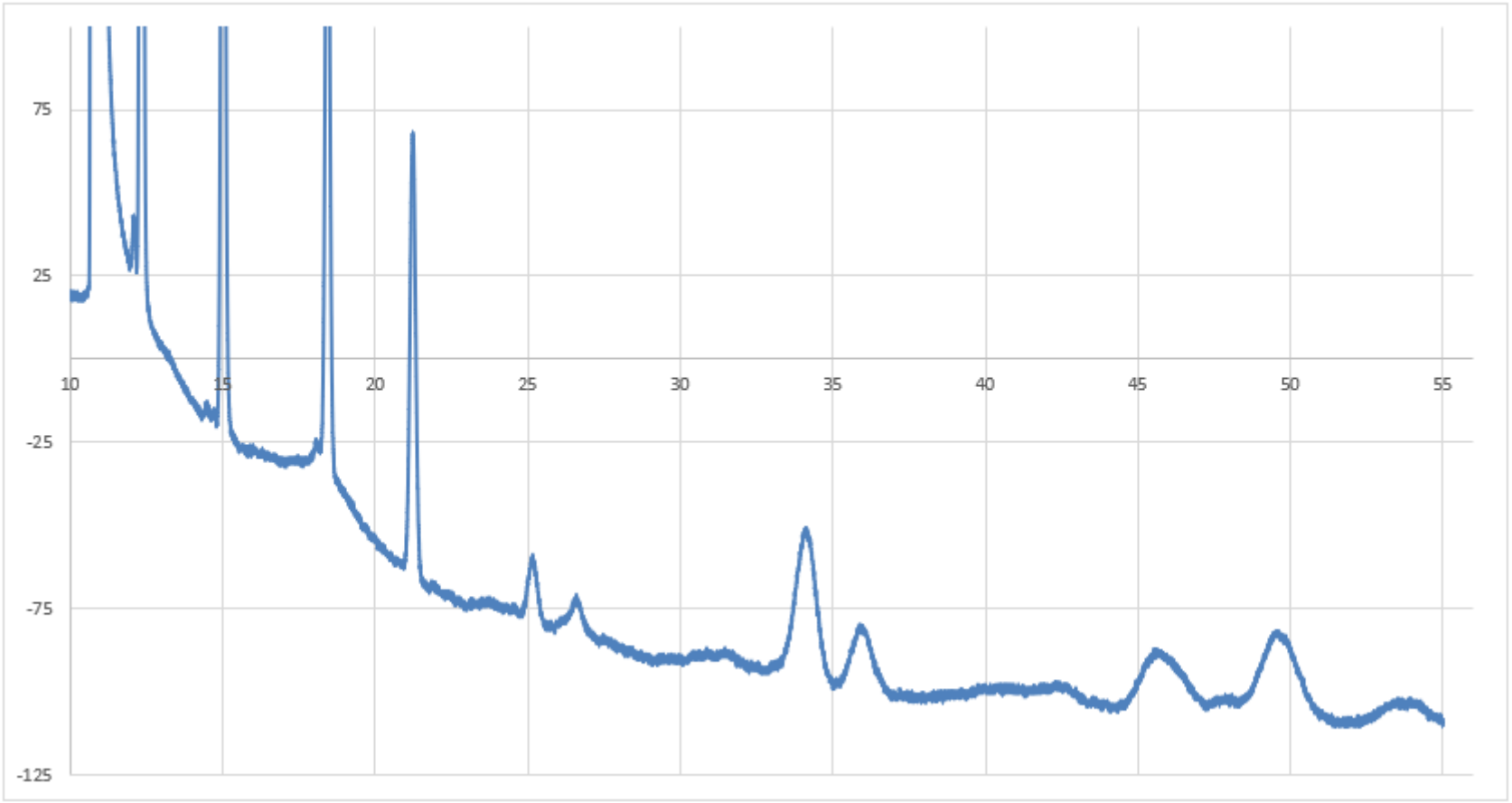
Şekil G. 20: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-8-numaralı deney



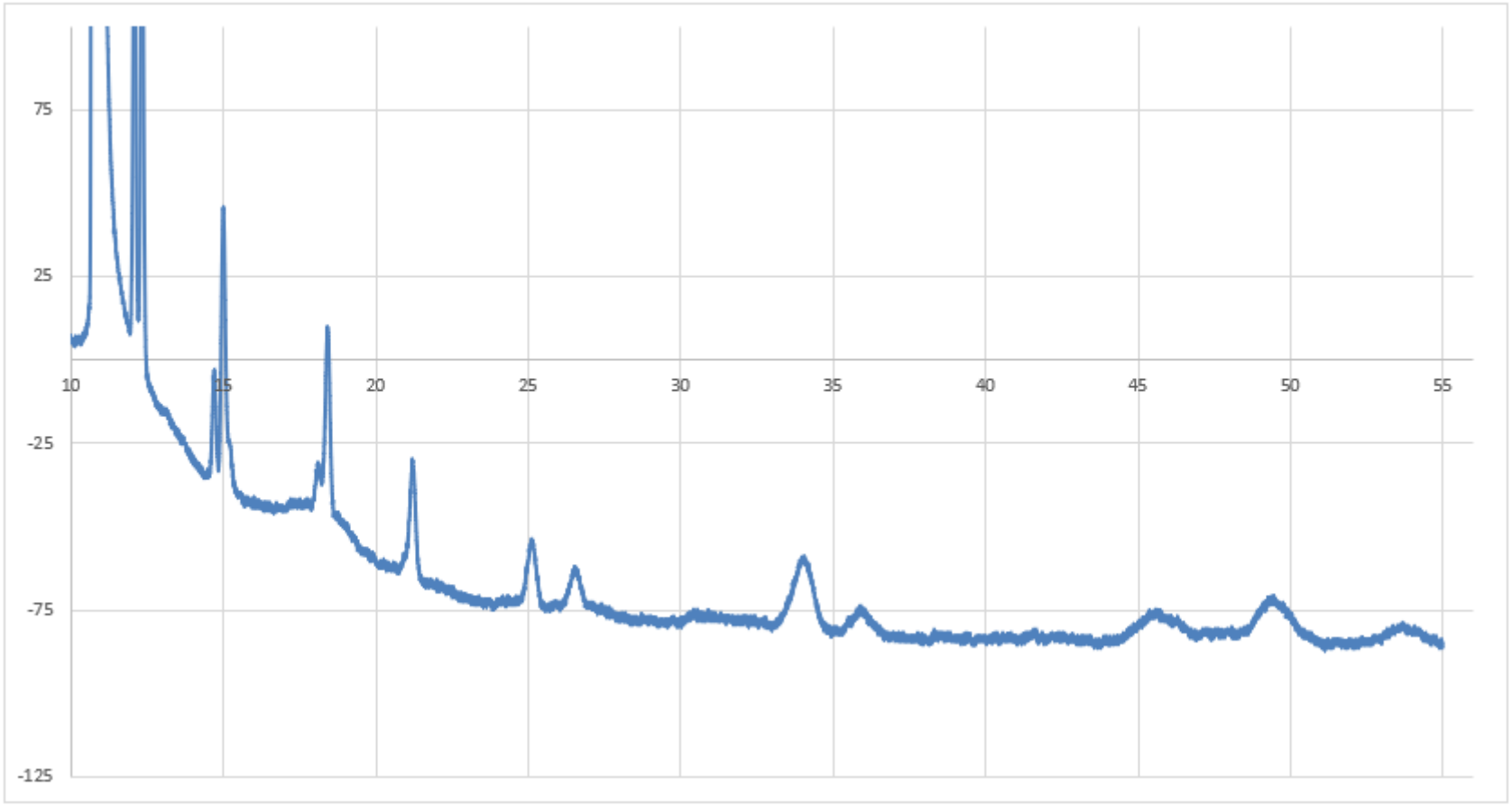
Şekil G. 21: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-9-numaralı deney



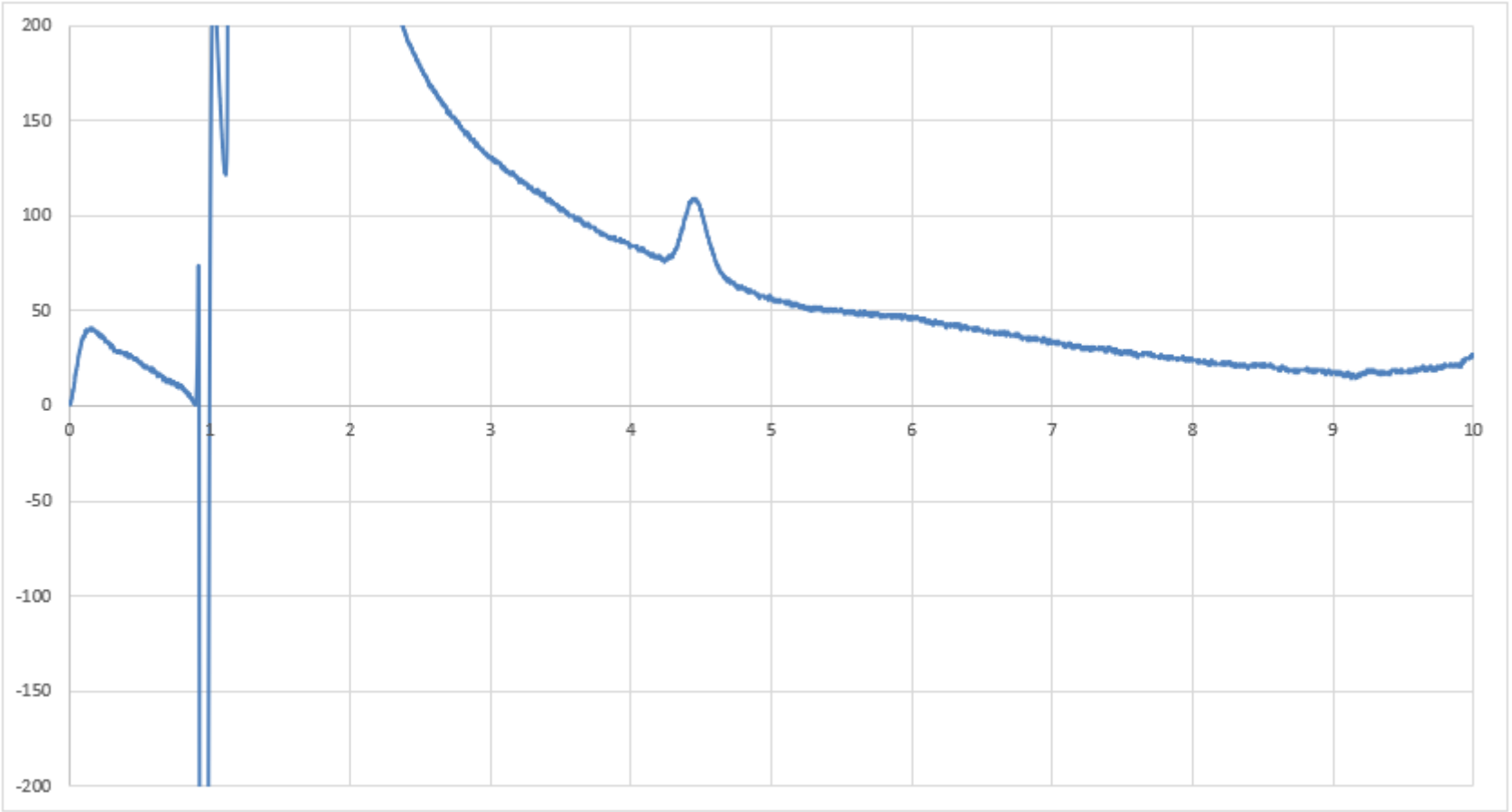
Şekil G. 22: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-10-numaralı deney



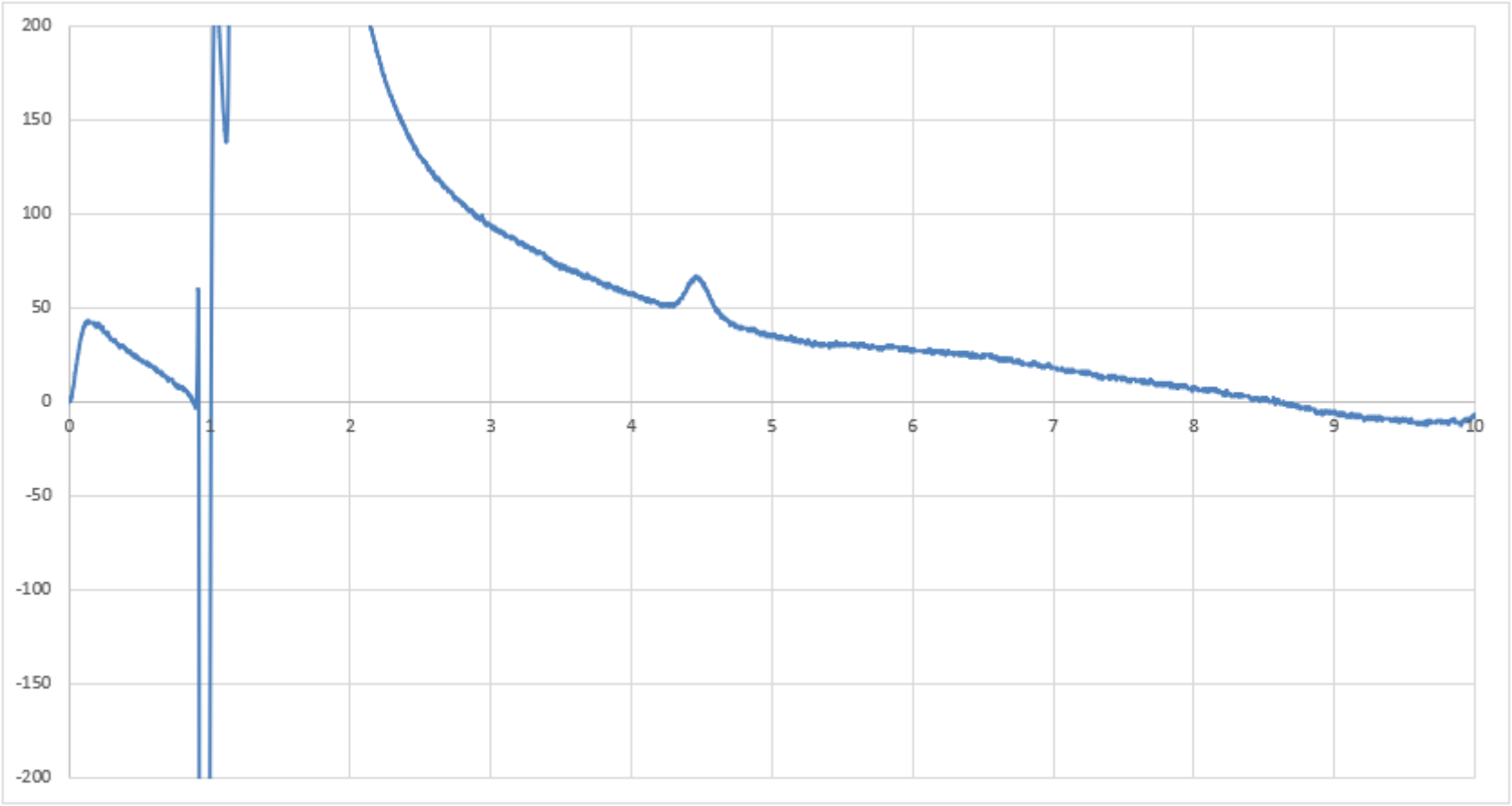
Şekil G. 23: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-11-numaralı deney



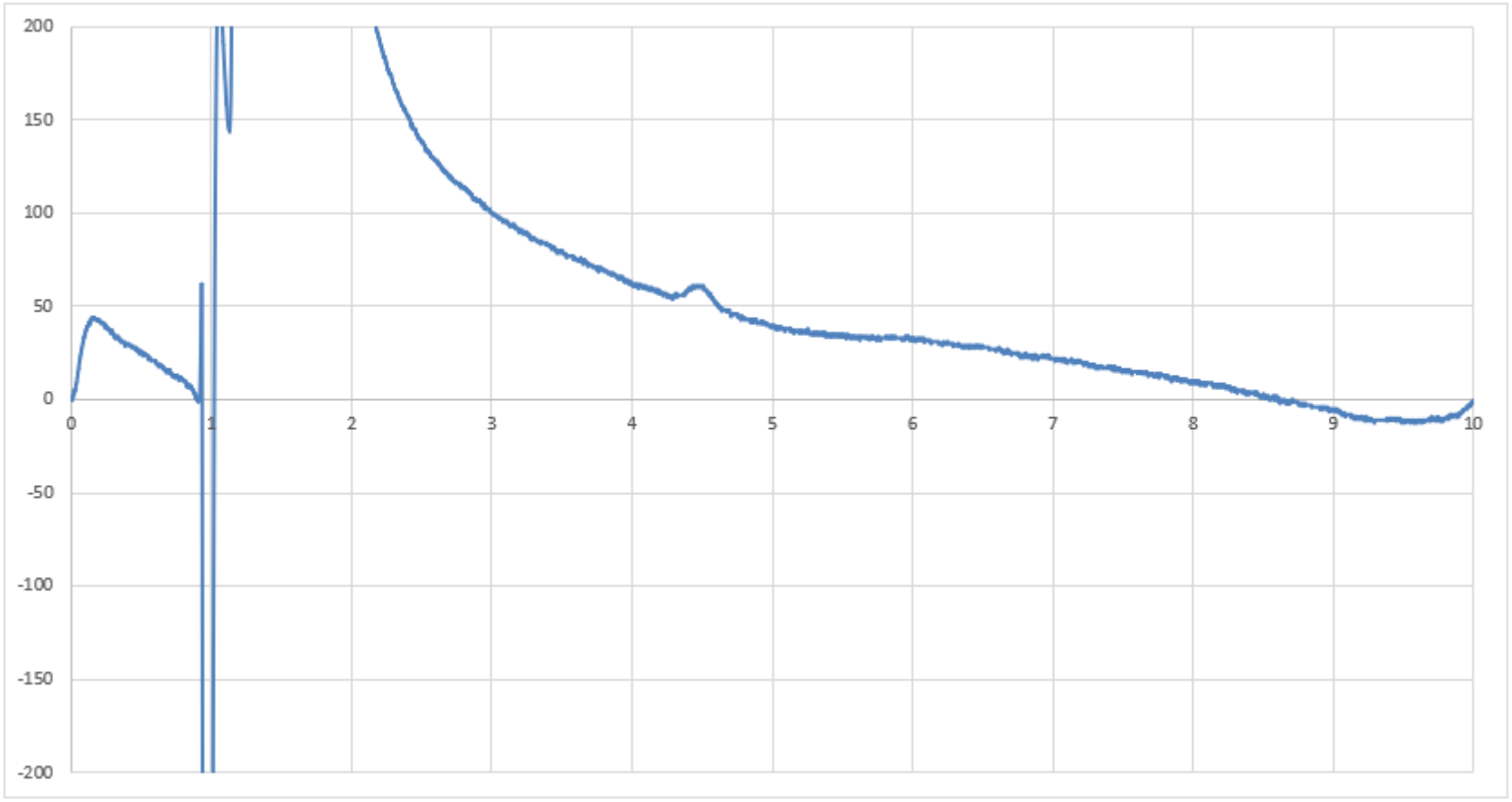
Şekil G. 24: Akış Manipülasyonlu Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-12-numaralı deney



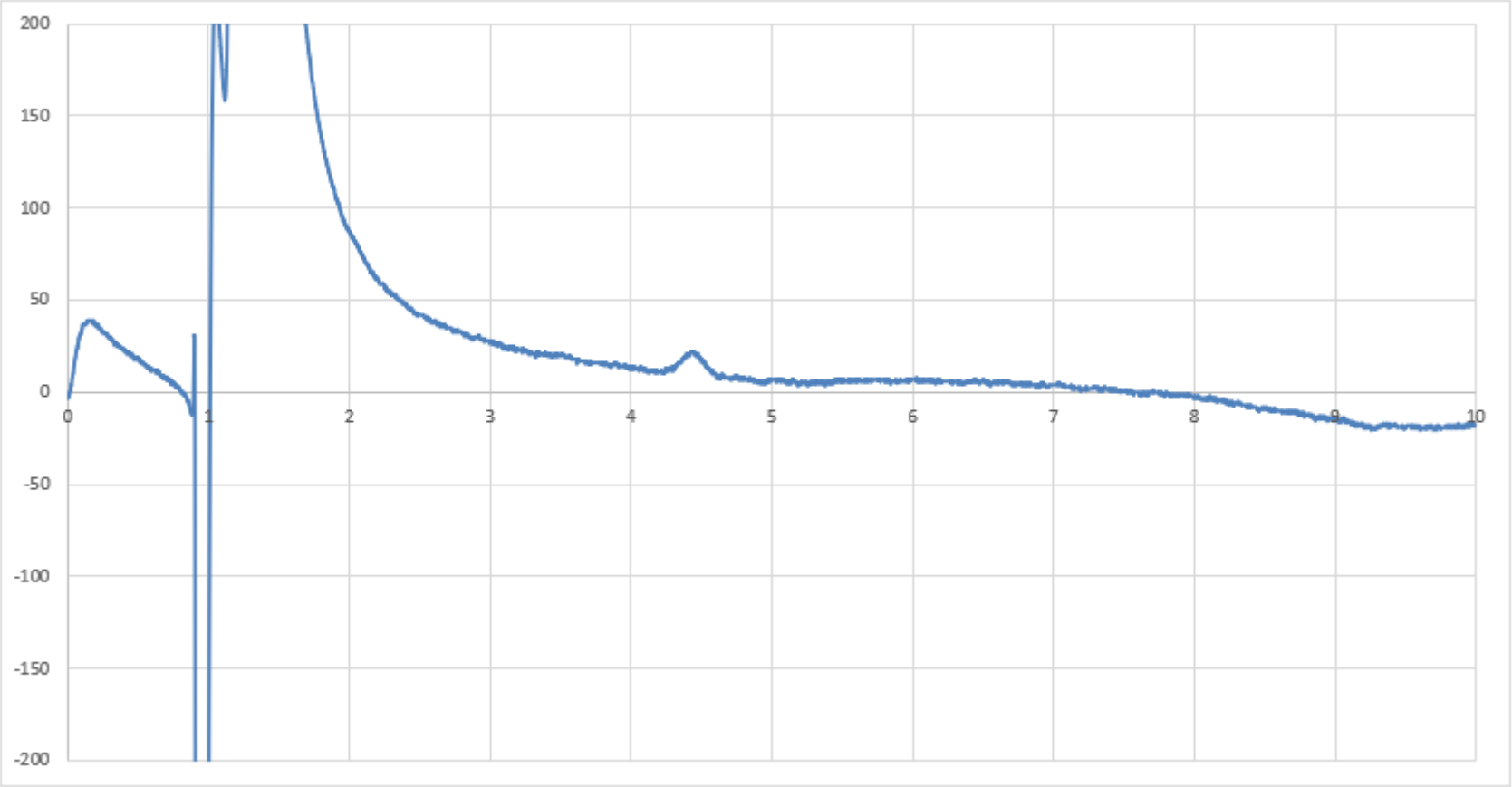
Şekil G. 25: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-1-numaralı deney



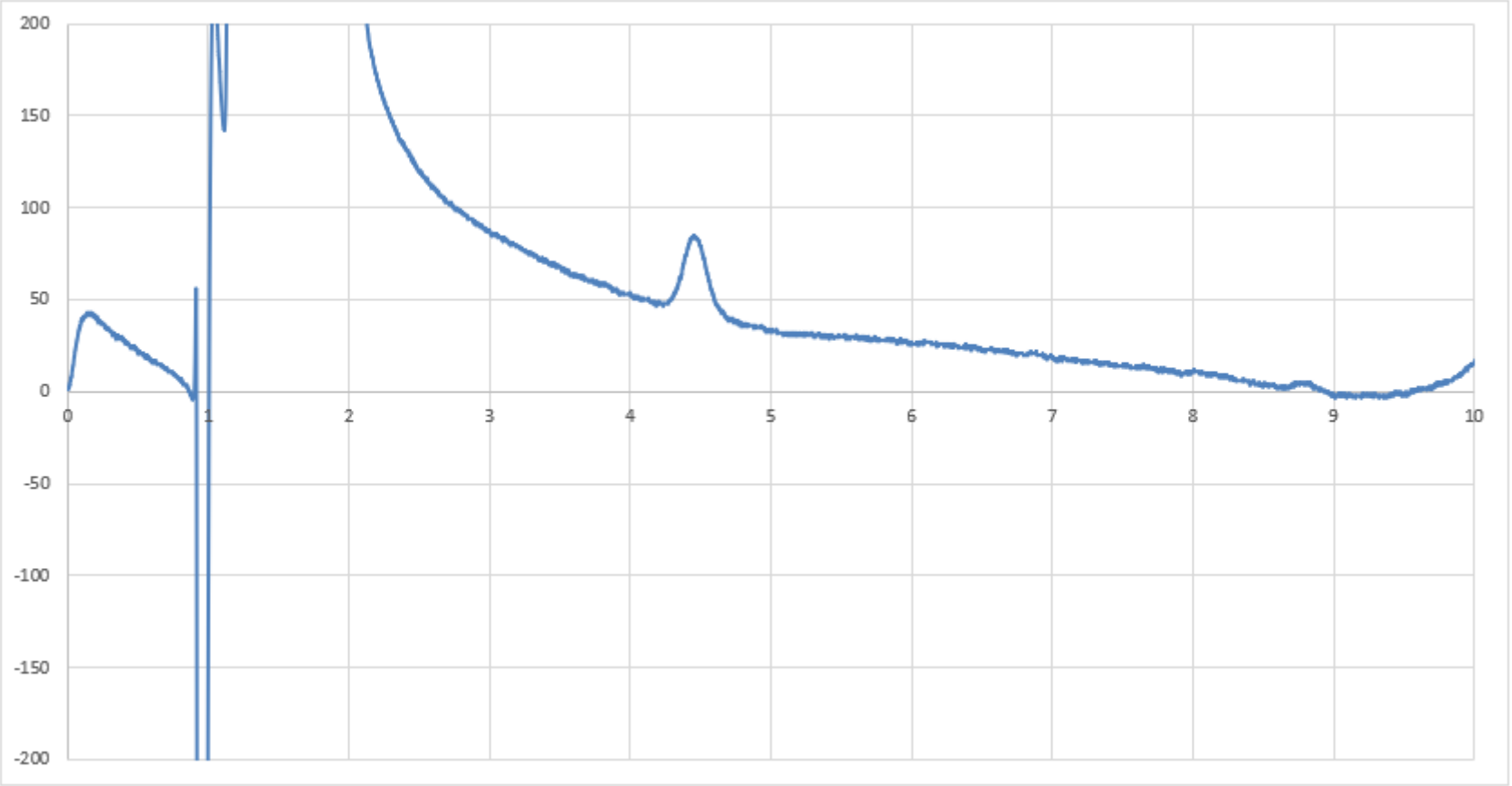
Şekil G. 26: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-2-numaralı deney



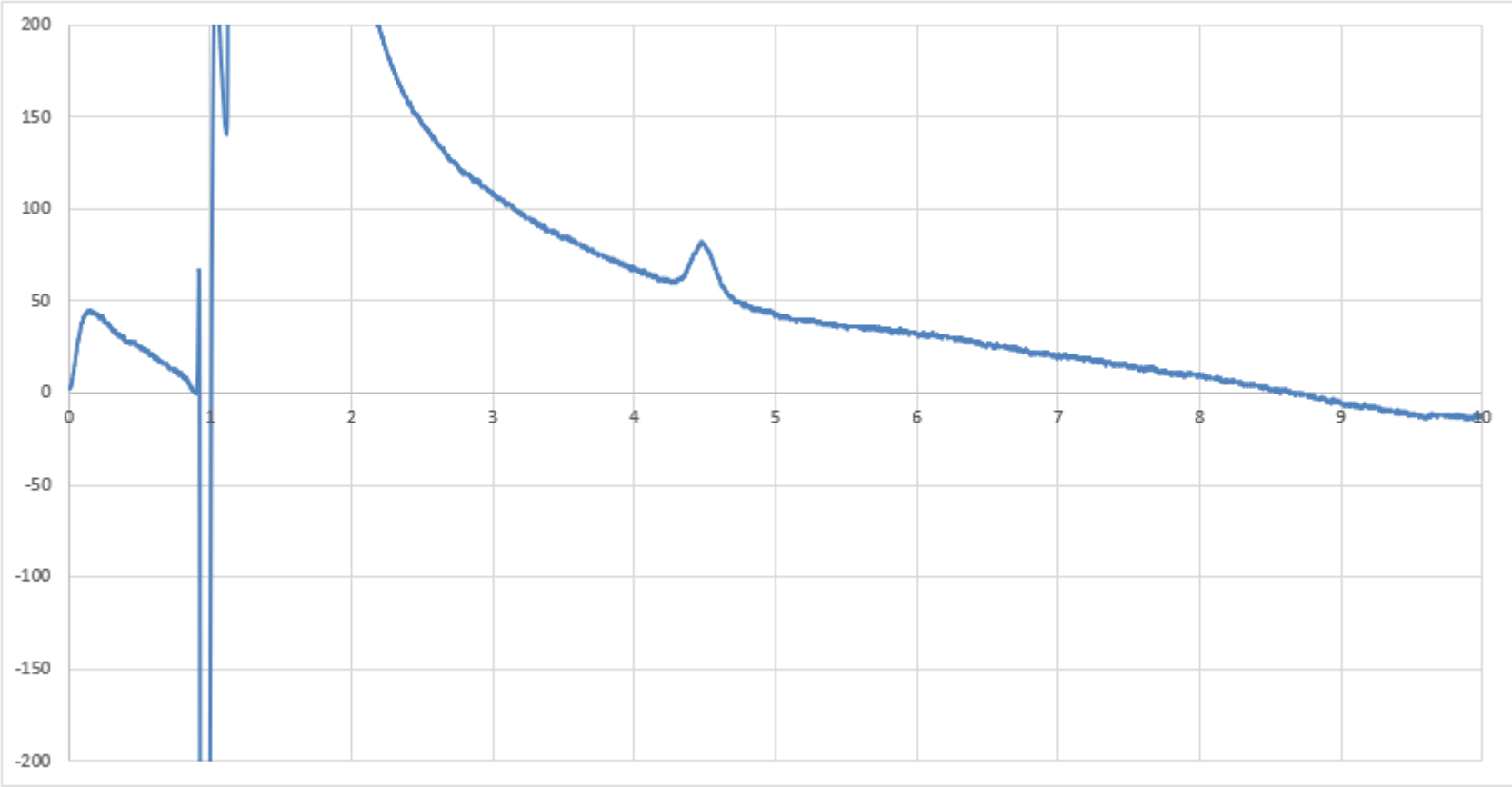
Şekil G. 27: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-3-numaralı deney



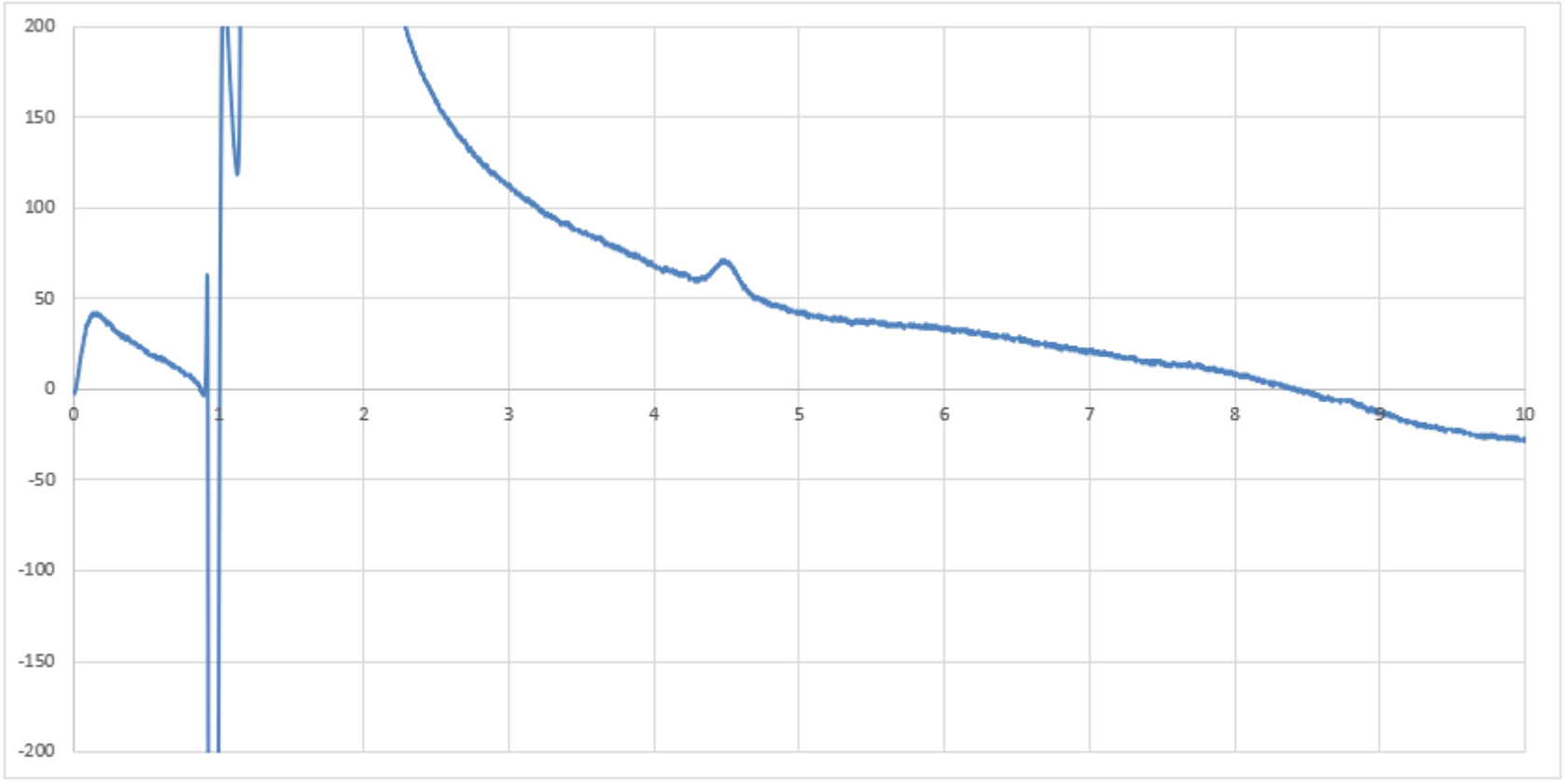
Şekil G. 28: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-4-numaralı deney



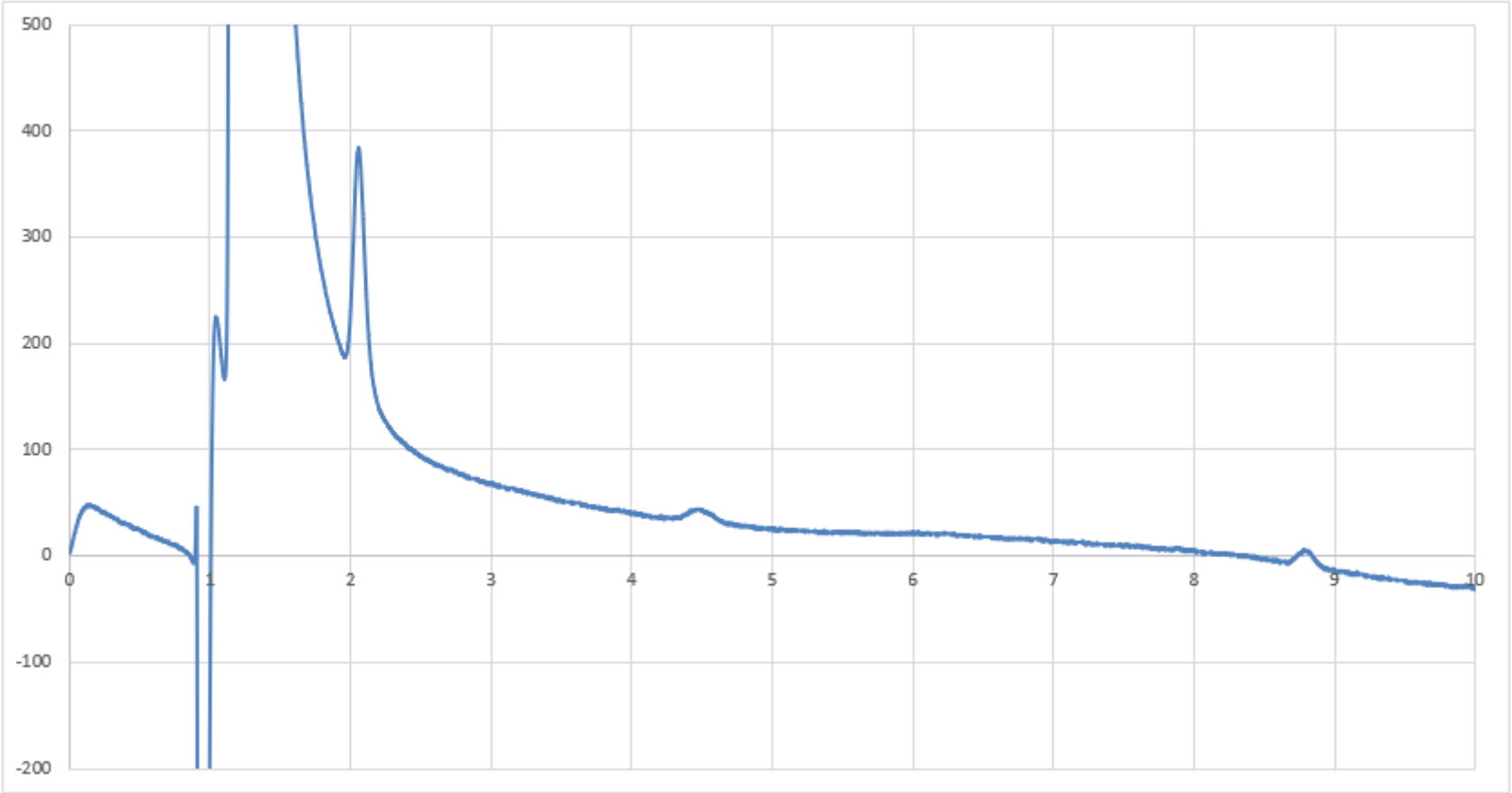
Şekil G. 29: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-5-numaralı deney



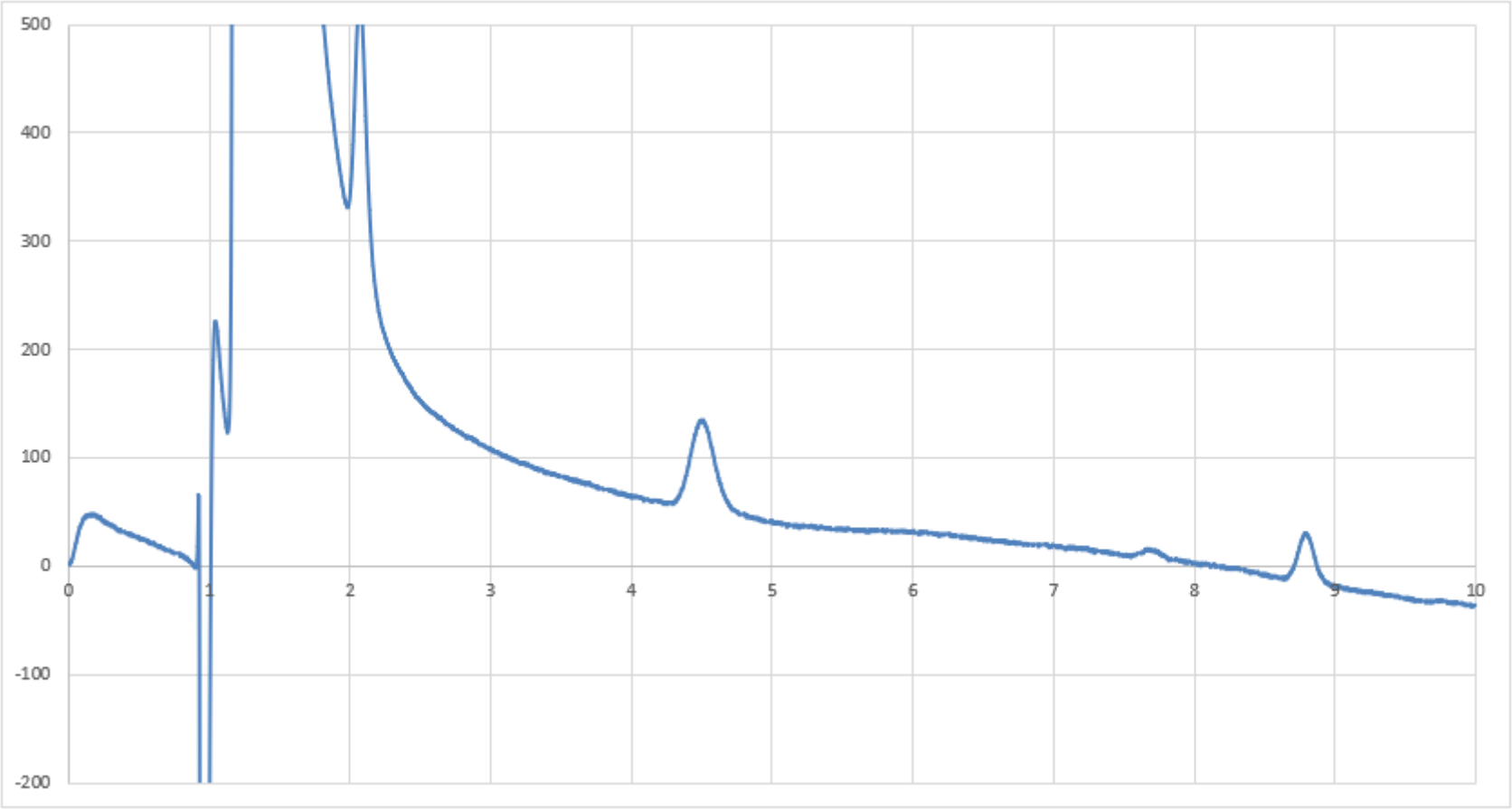
Şekil G. 30: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-6-numaralı deney



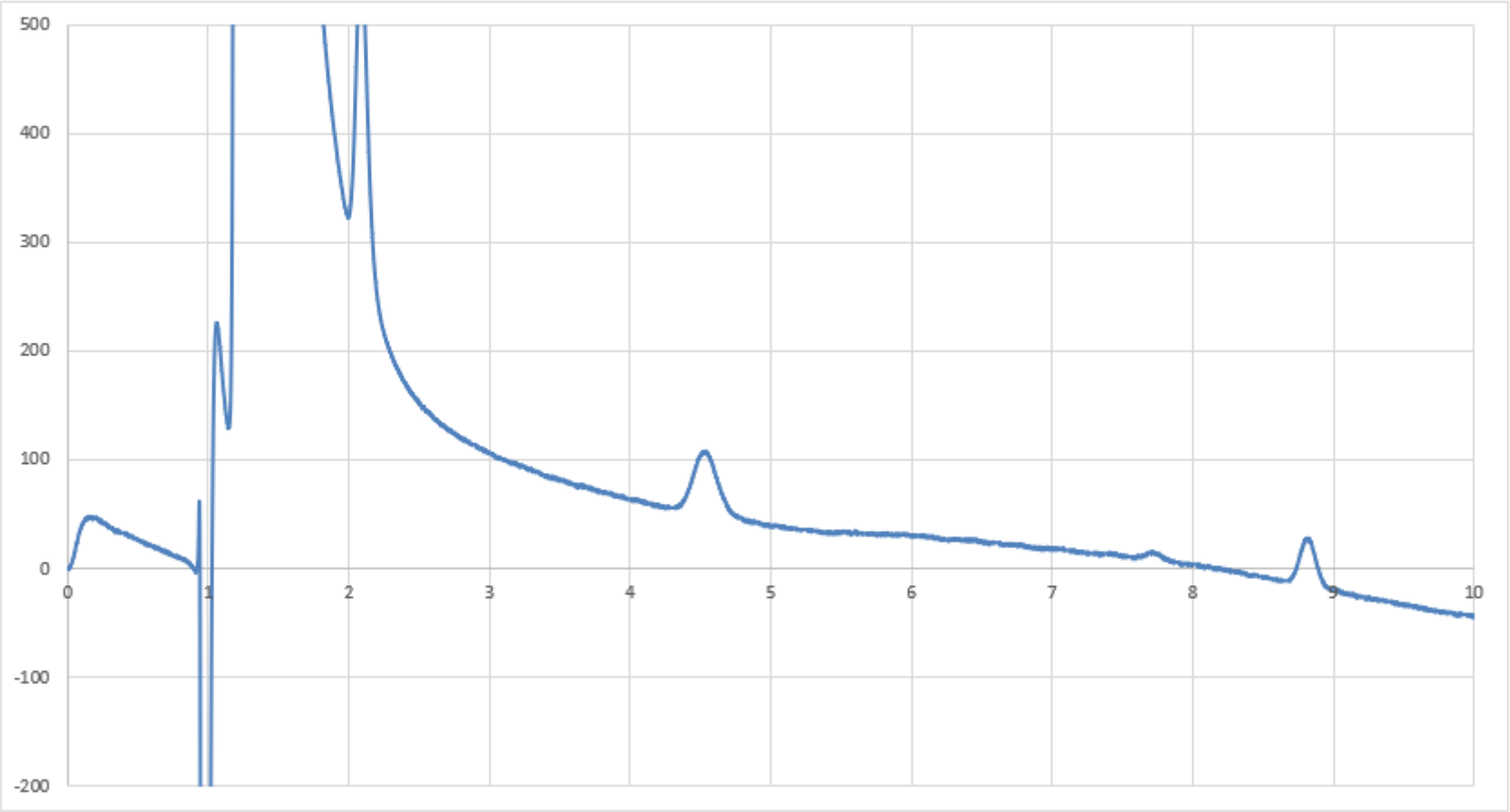
Şekil G. 31: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-7-numaralı deney



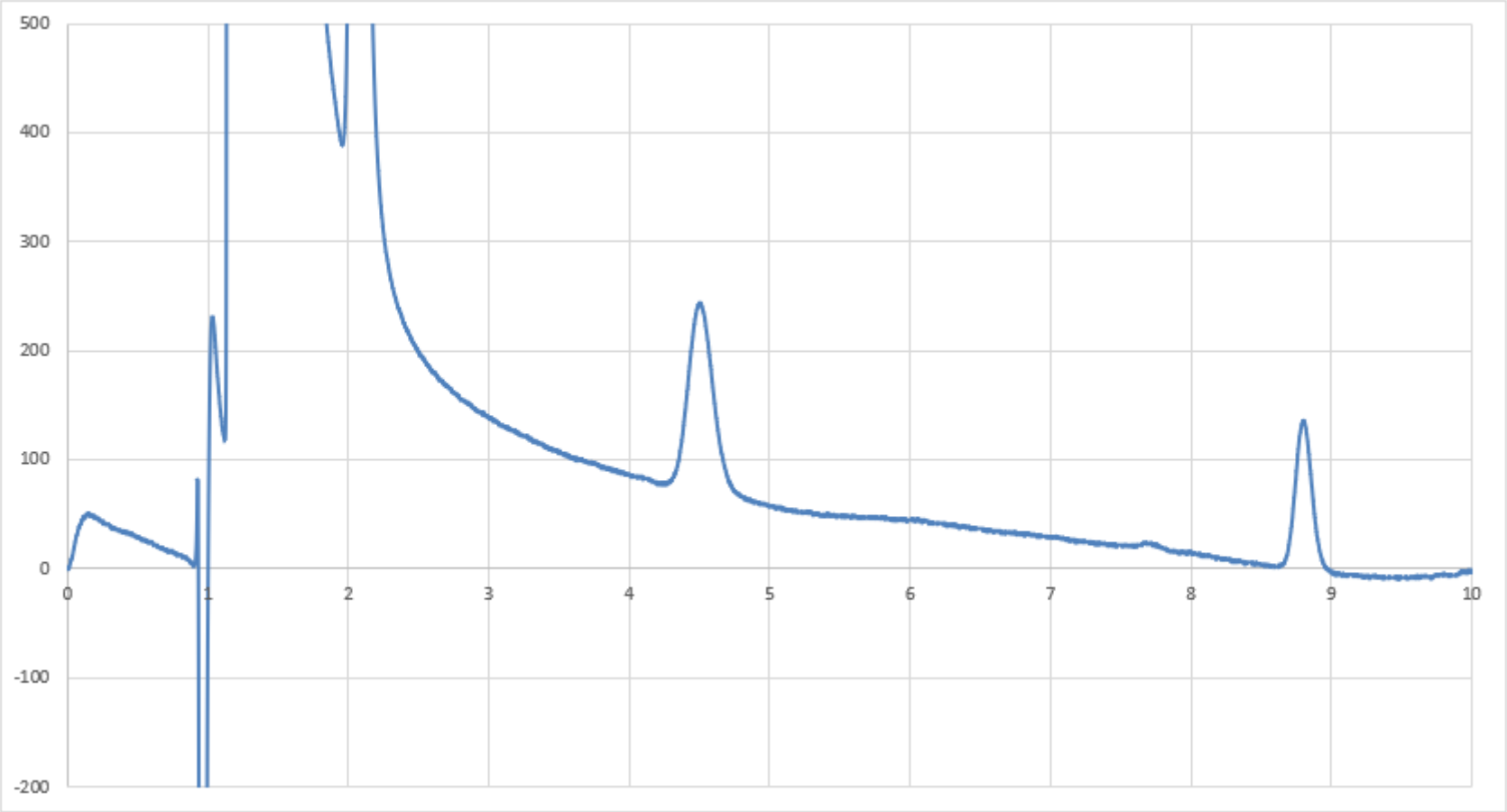
Şekil G. 32: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{-}$ ürünleri- 8-numaralı deney



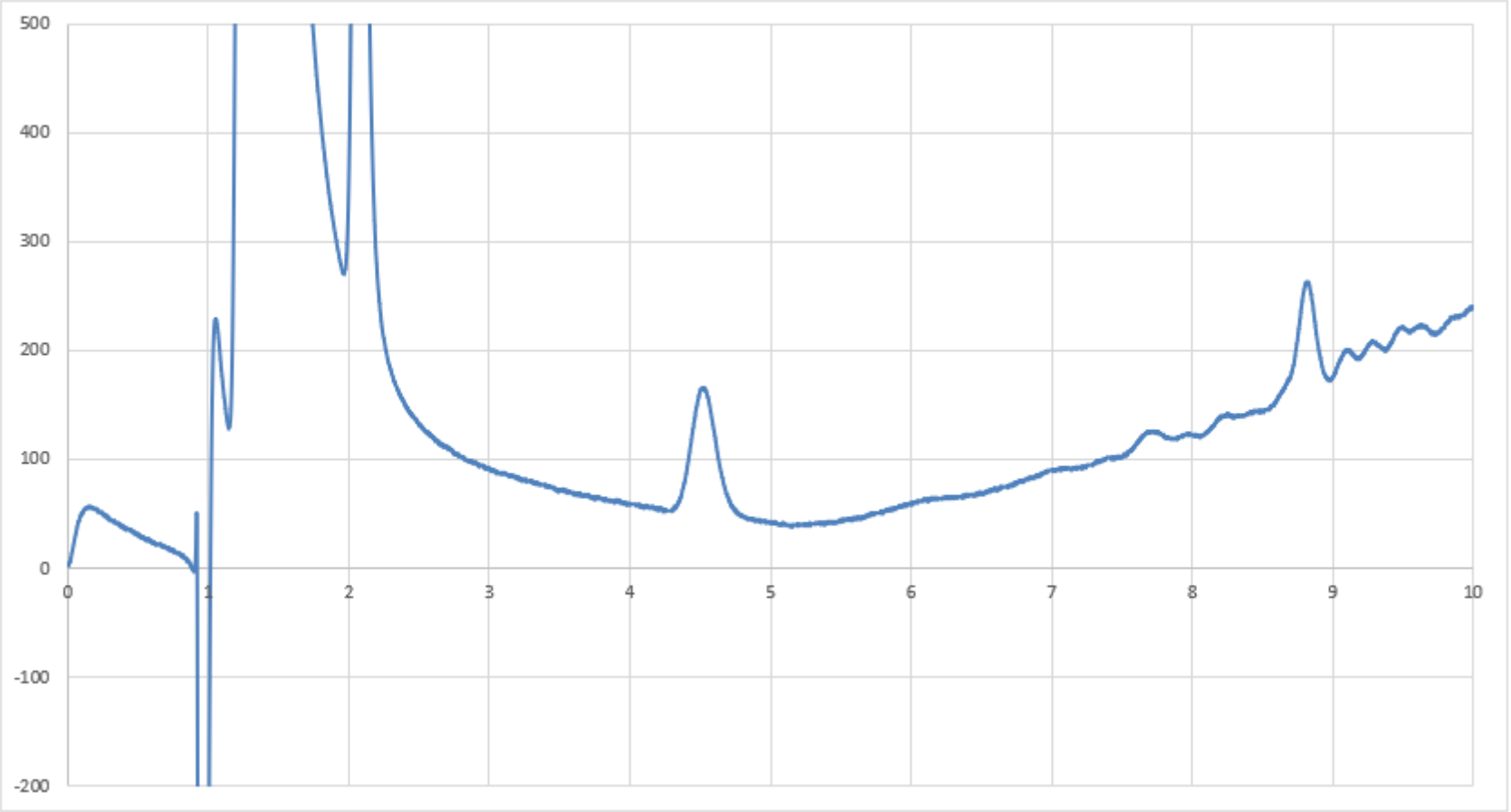
Şekil G. 33: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{-}$ ürünleri-9-numaralı deney



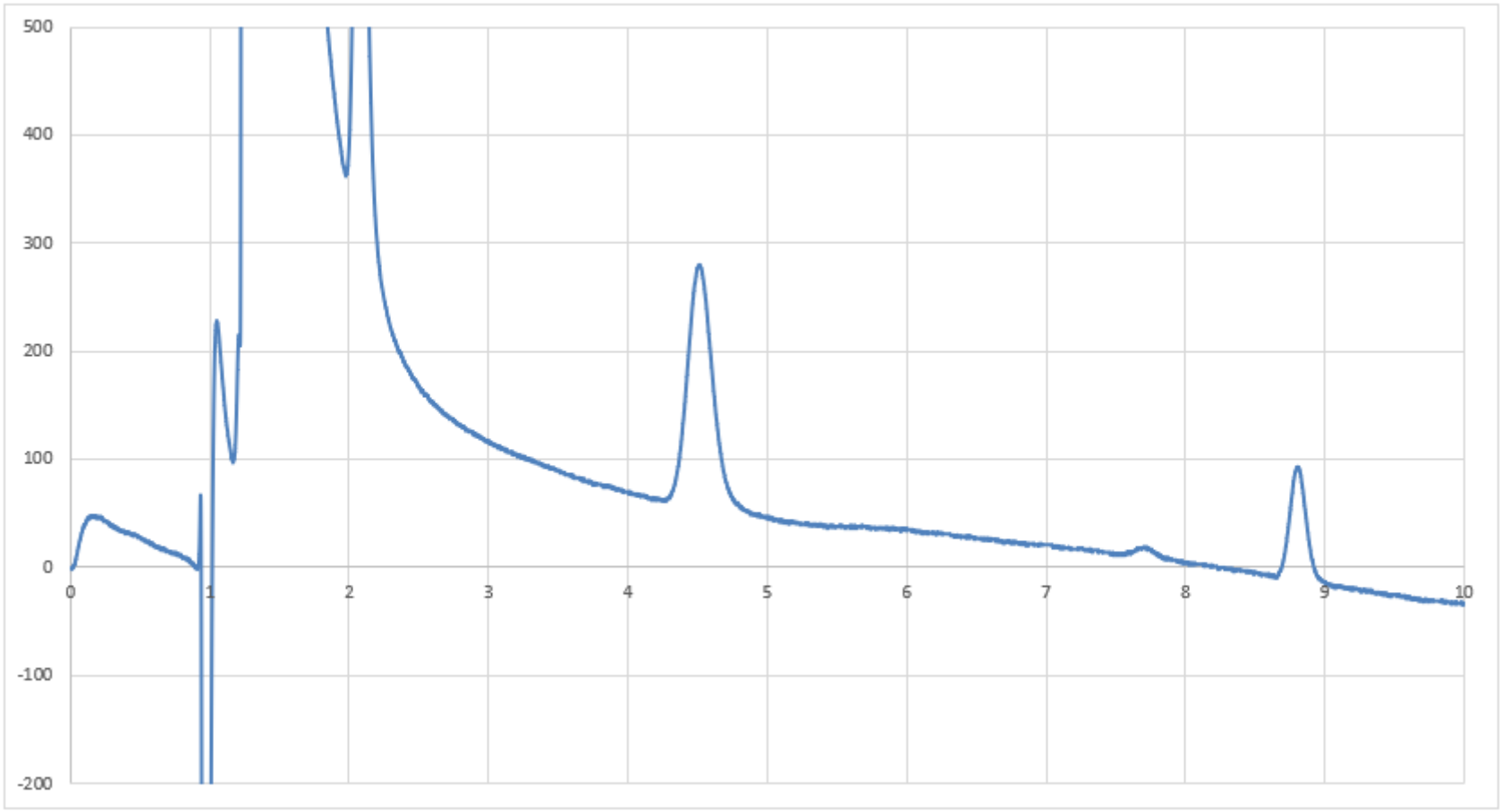
Şekil G. 34: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{-}$ ürünleri-10-numaralı deney



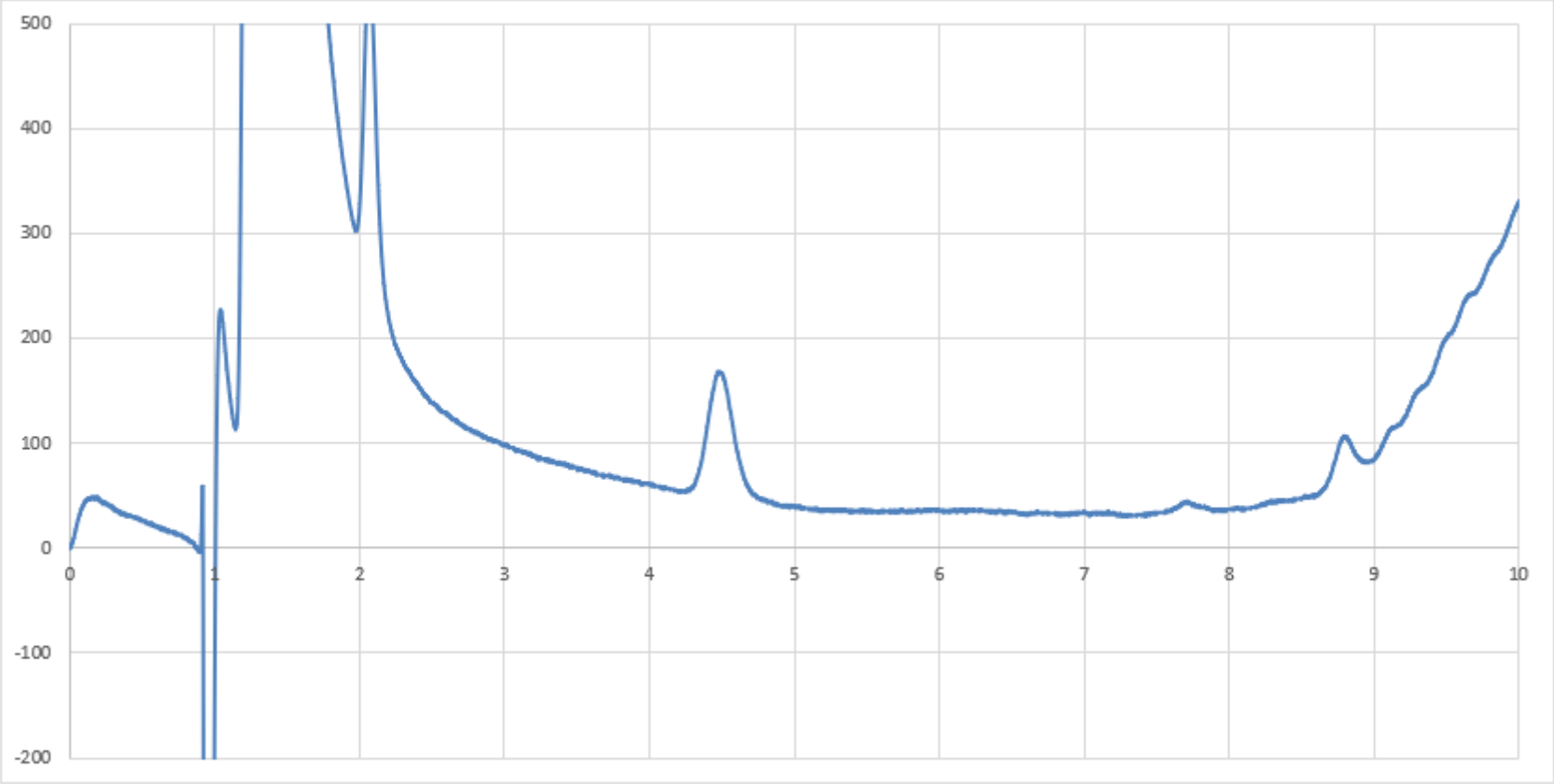
Şekil G. 35: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{-}$ ürünleri-11-numaralı deney



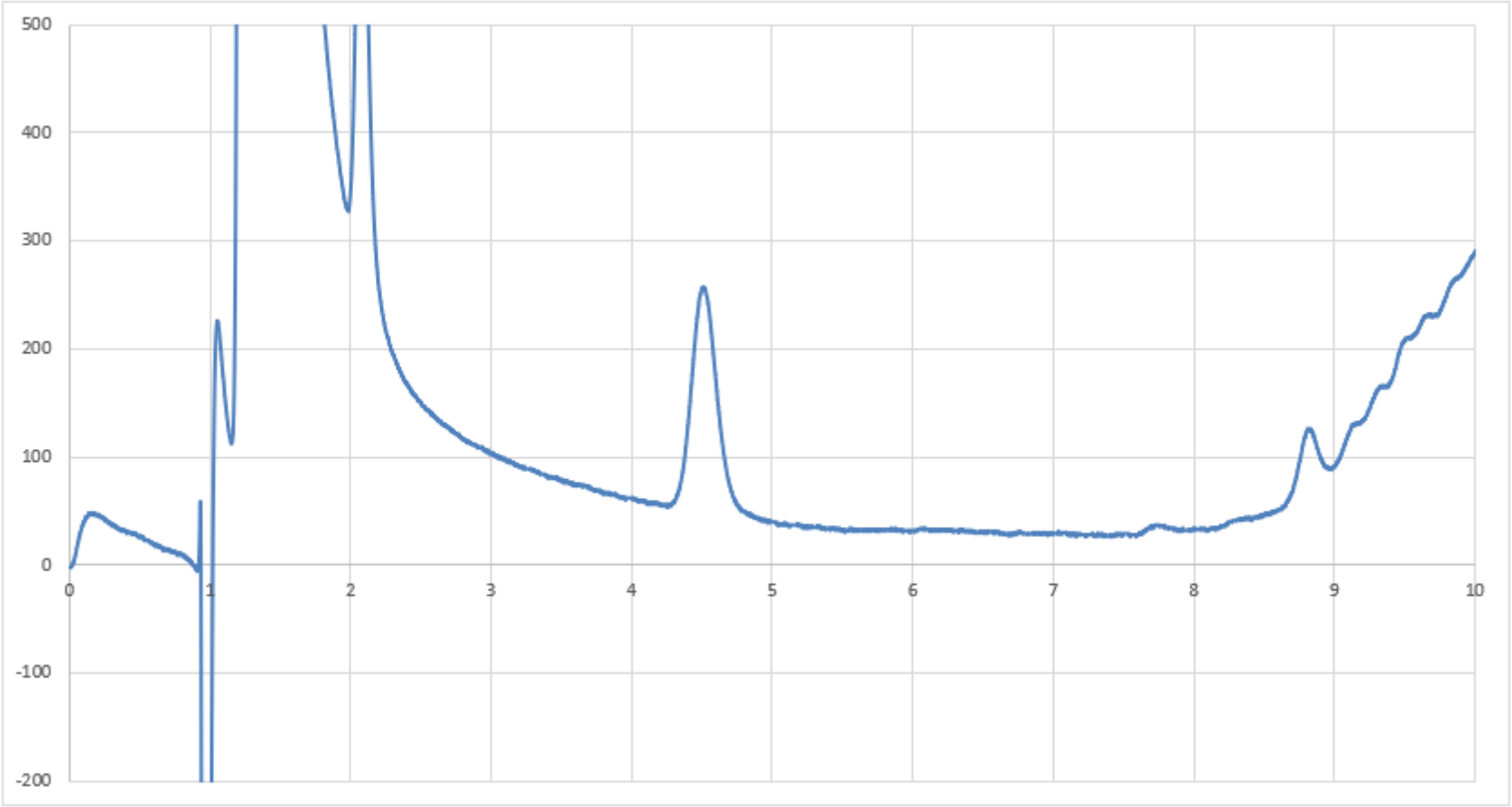
Şekil G. 36: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-12-numaralı deney



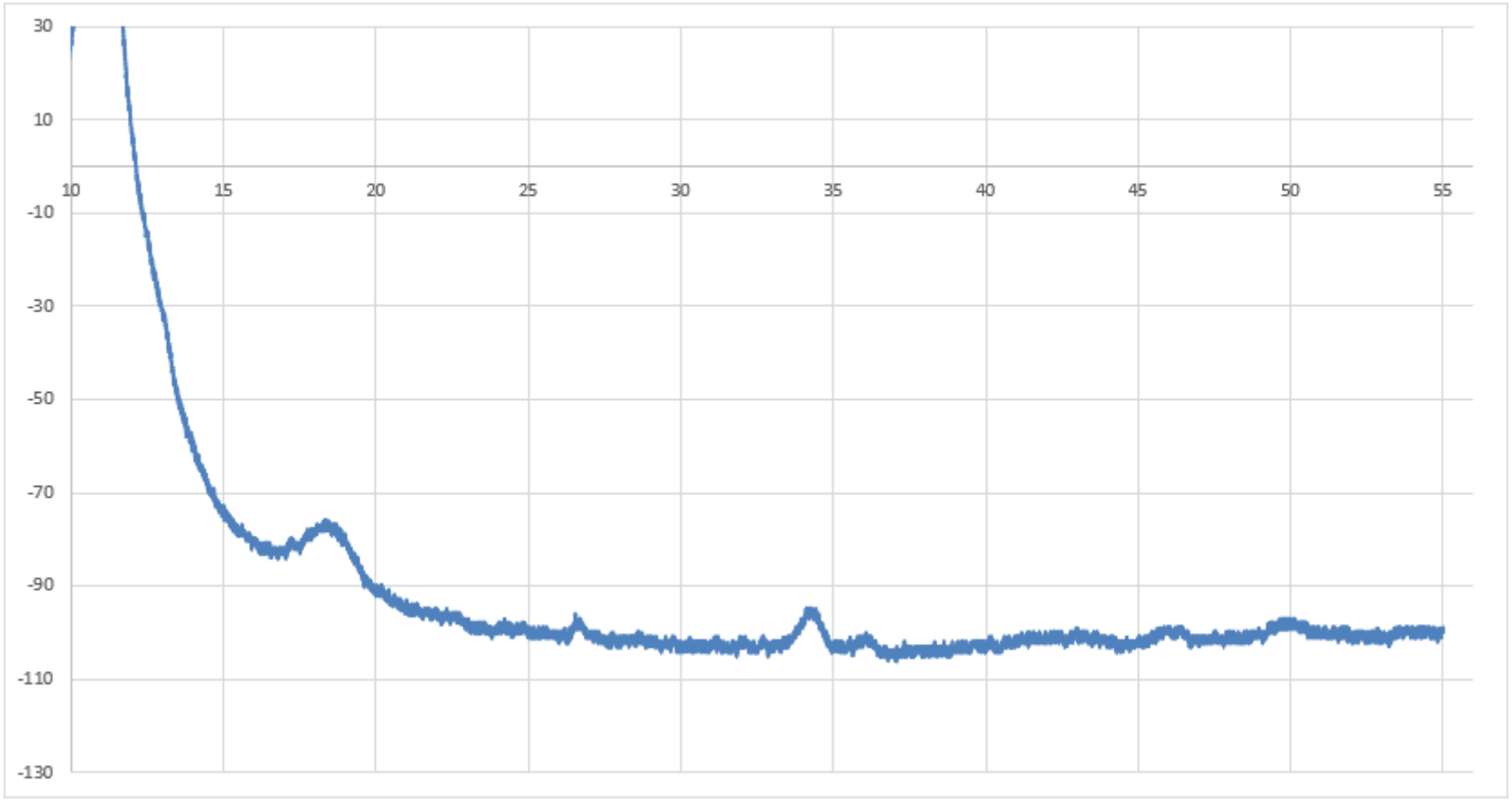
Şekil G. 37: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-13-numaralı deney



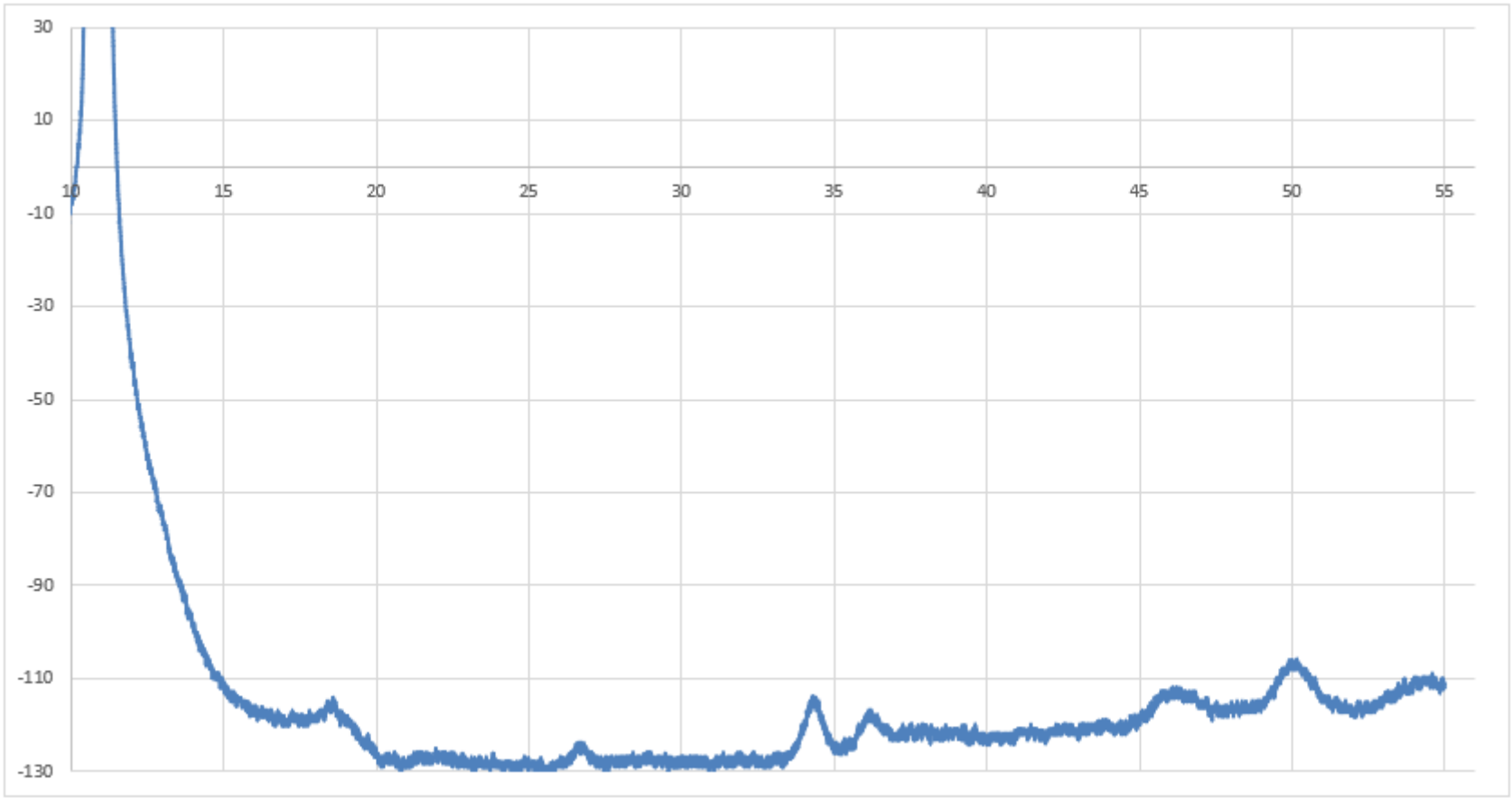
Şekil G. 38: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^-$ ürünleri-14-numaralı deney



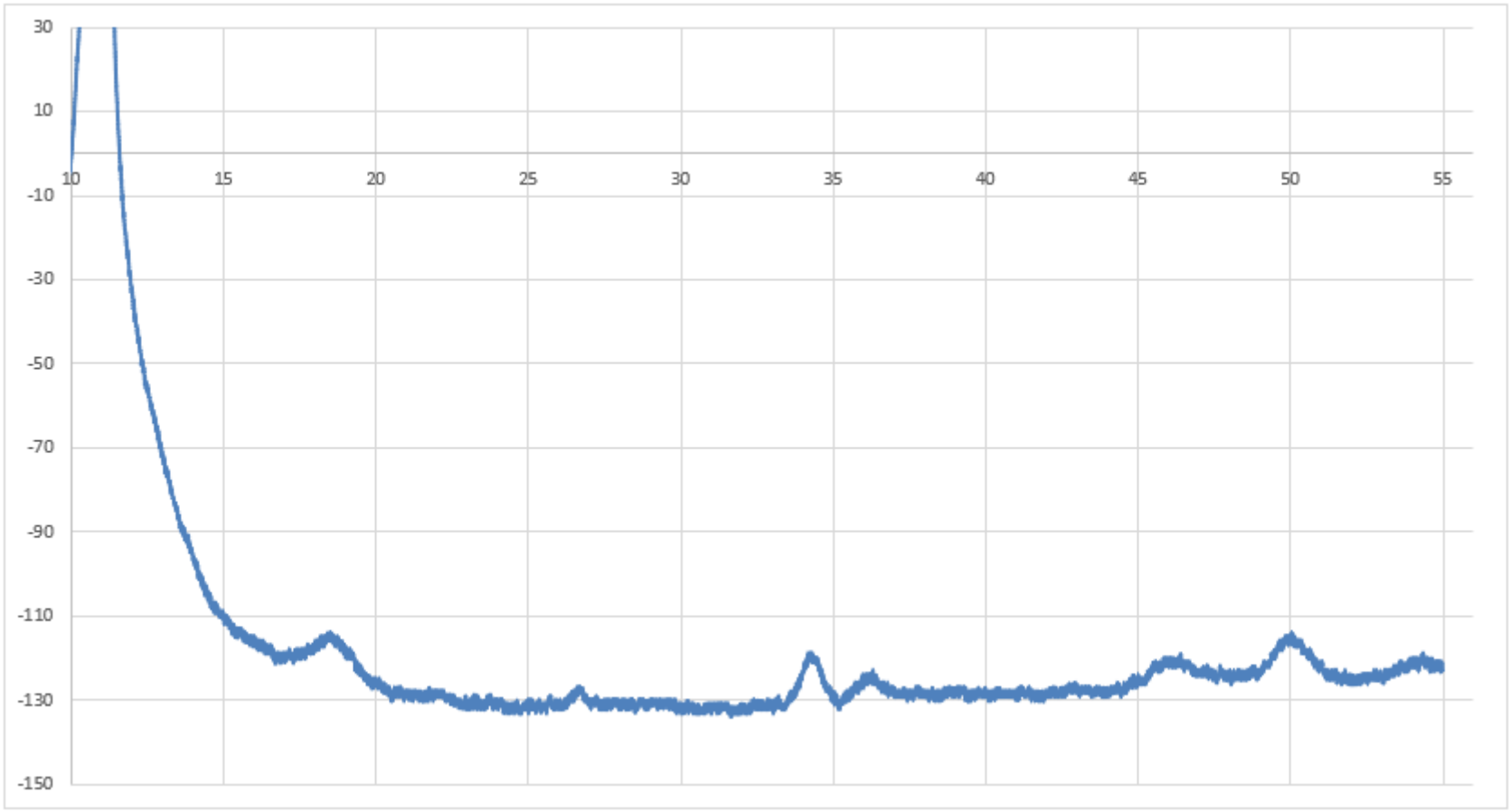
Şekil G. 39: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{-}$ ürünleri-15-numaralı deney



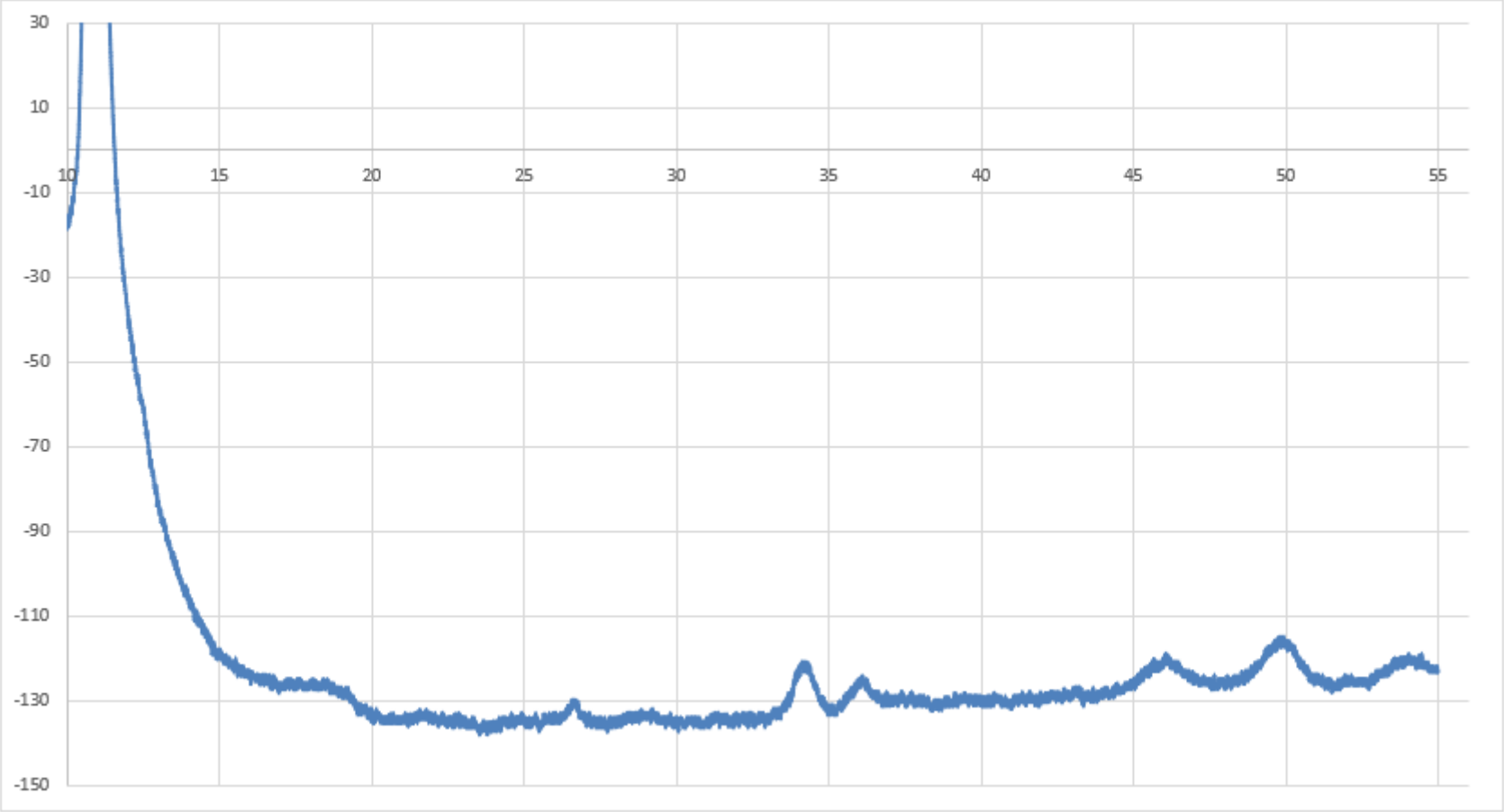
Şekil G. 40: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-1-numaralı deney



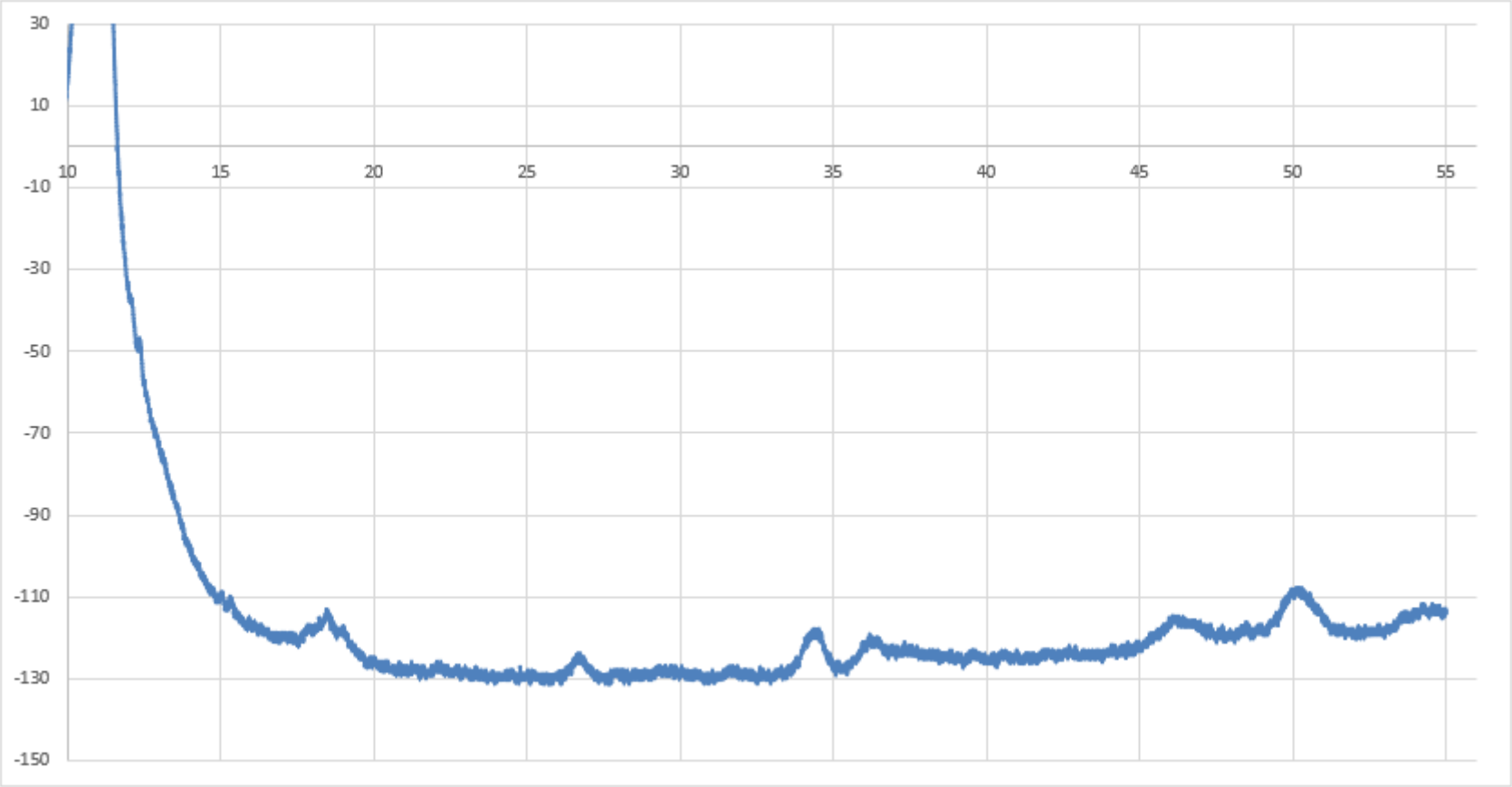
Şekil G. 41: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-2-numaralı deney



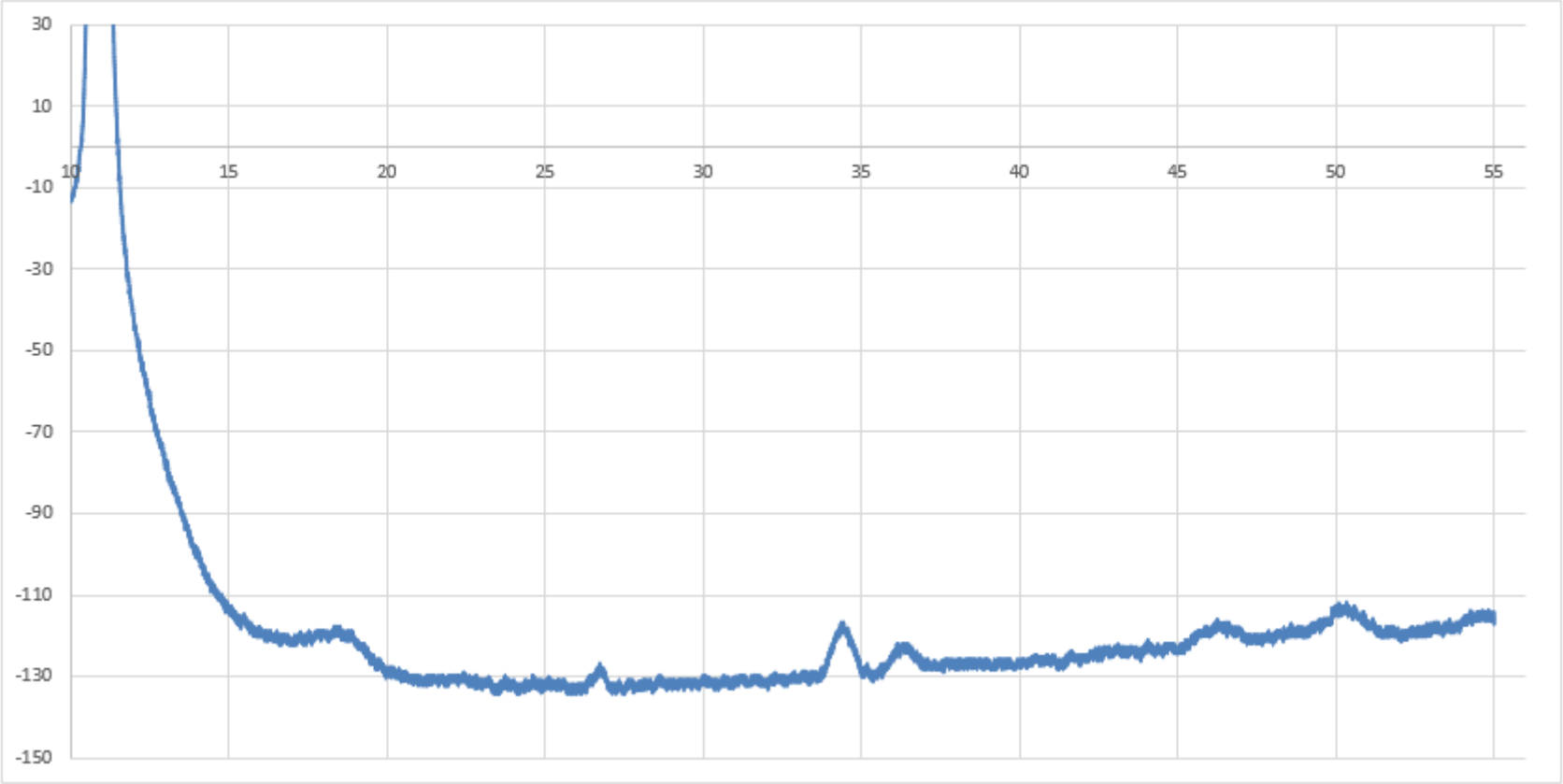
Şekil G. 42: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-3-numaralı deney



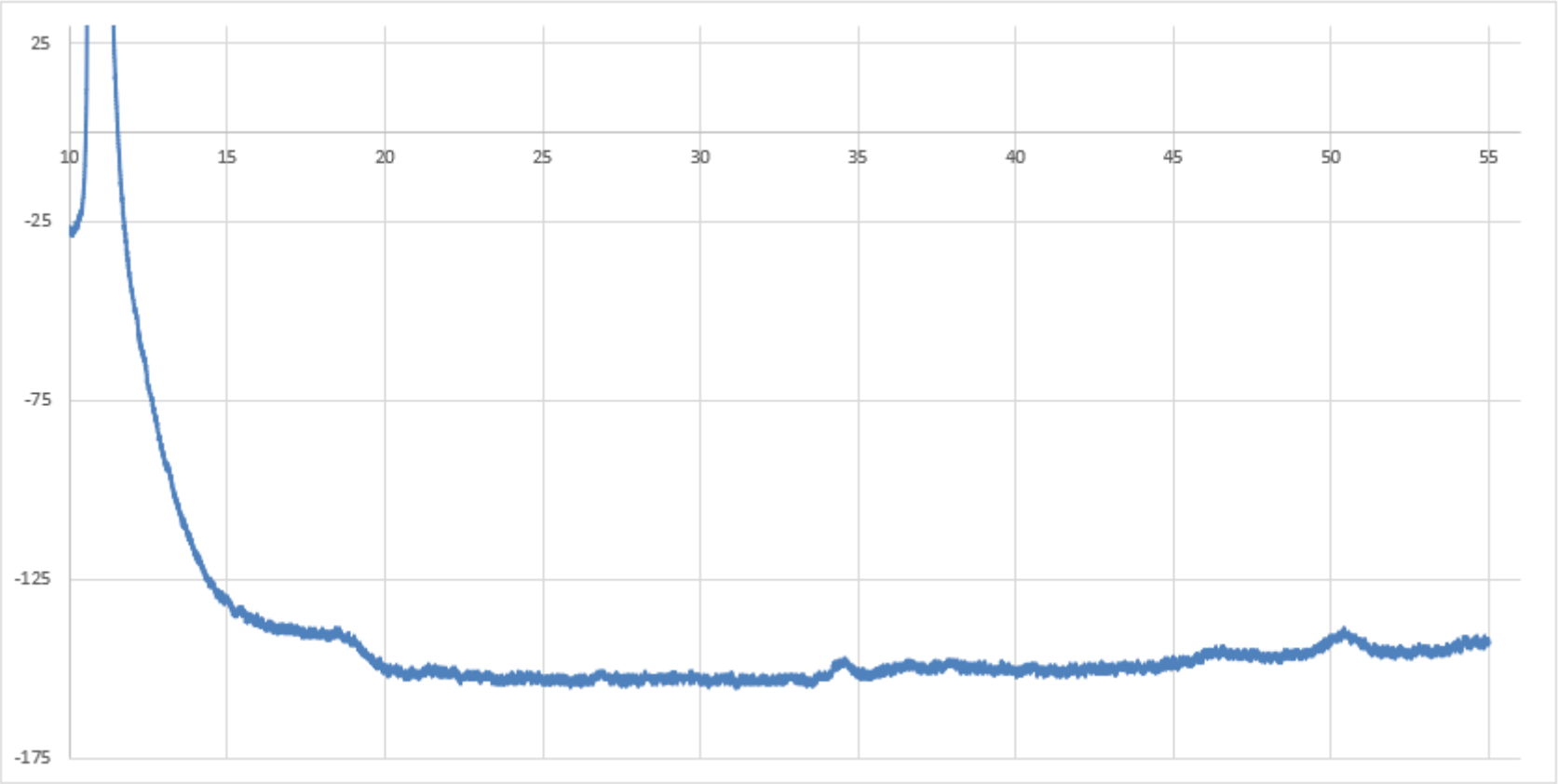
Şekil G. 43: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-4-numaralı deney



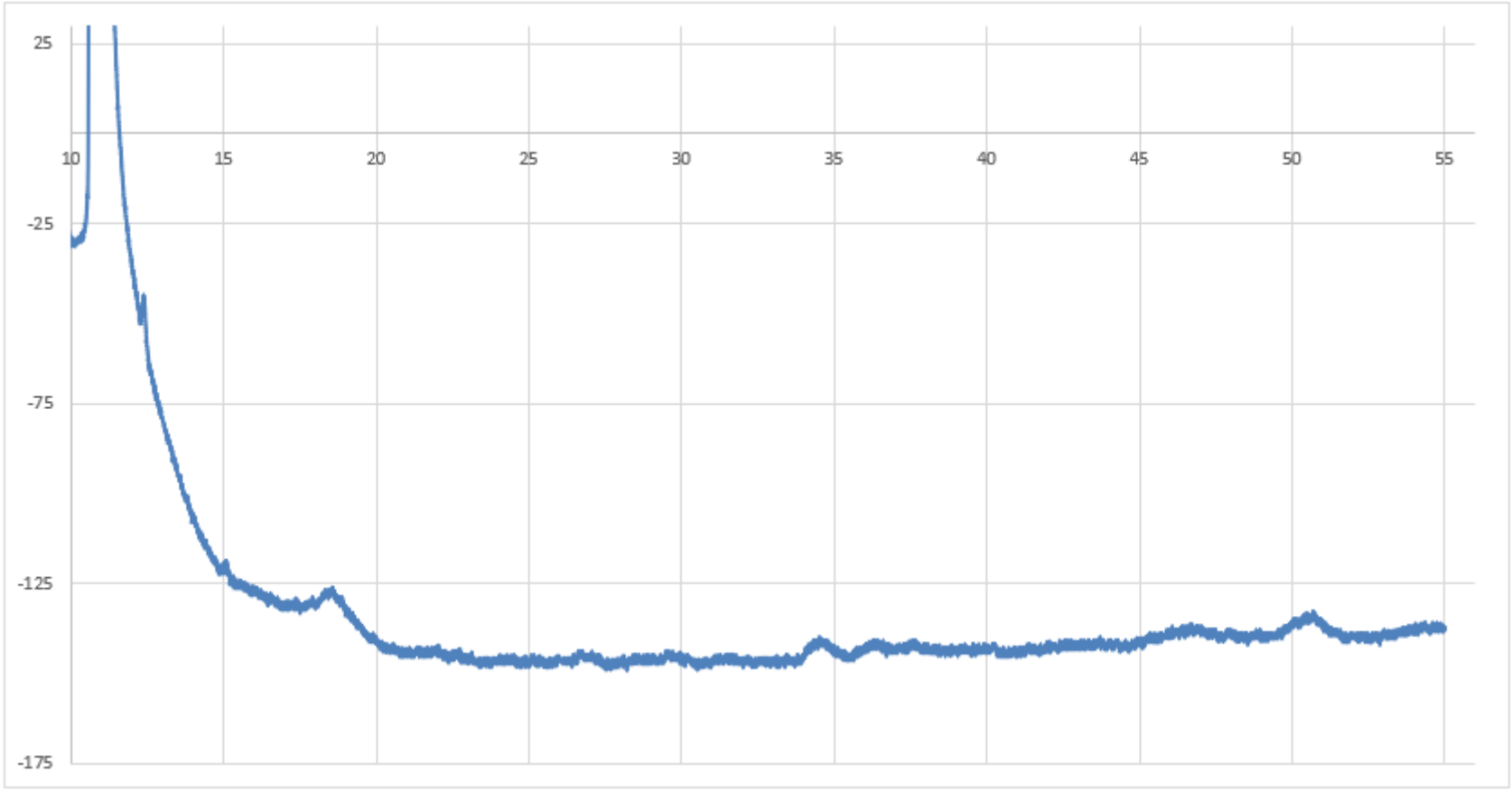
Şekil G. 44: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-5-numaralı deney



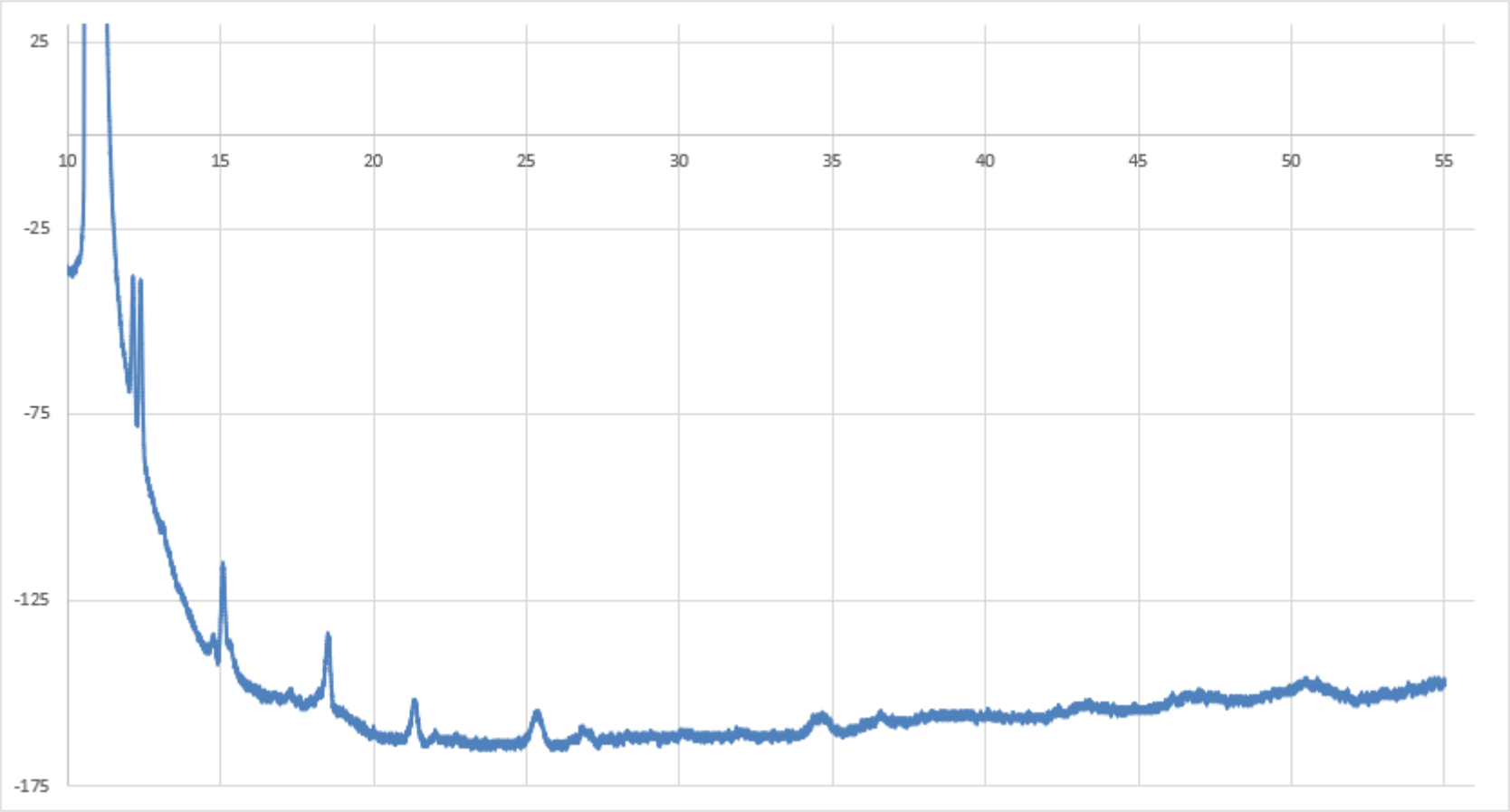
Şekil G. 45: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-6-numaralı deney



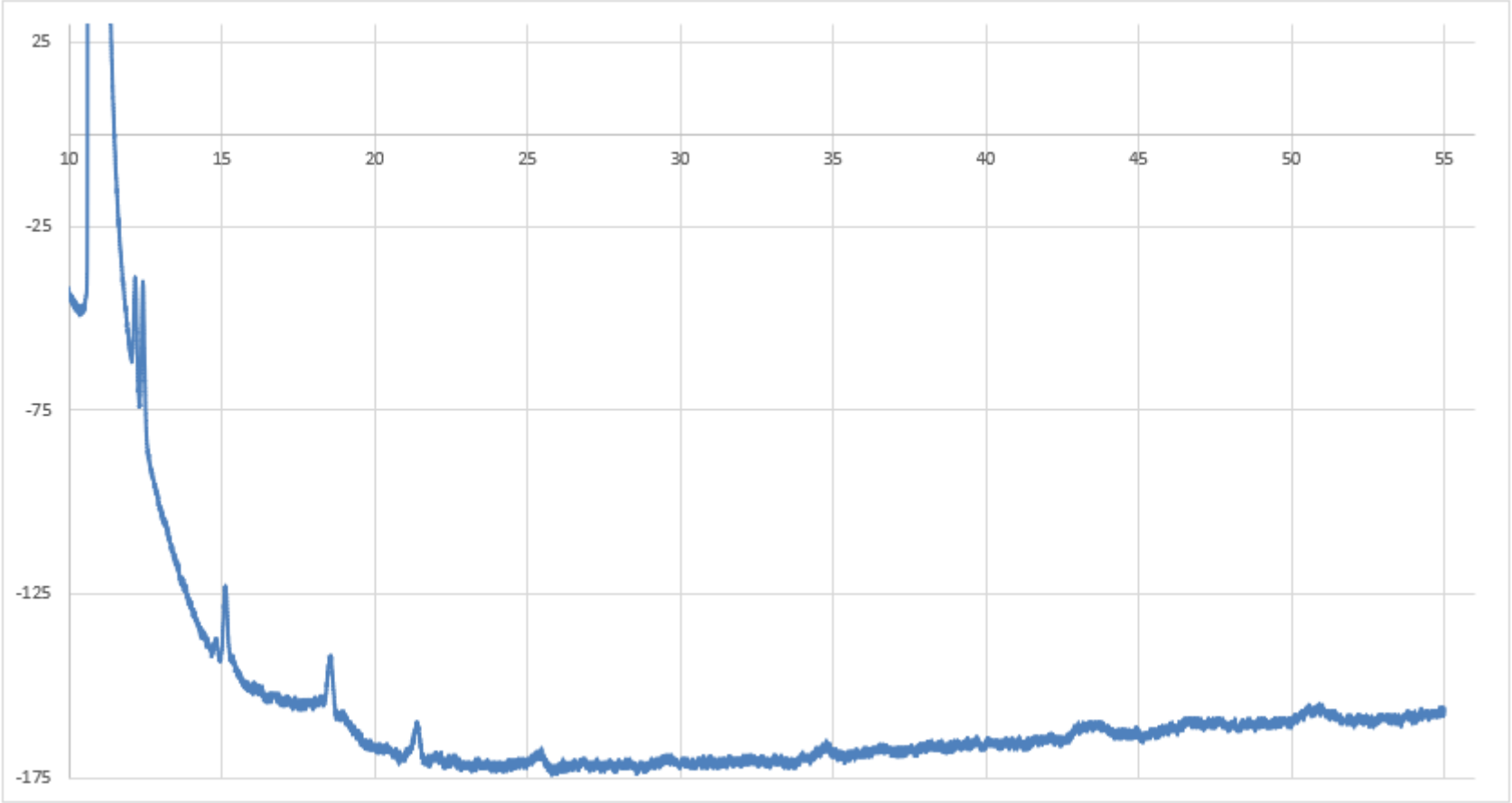
Şekil G. 46: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-7-numaralı deney



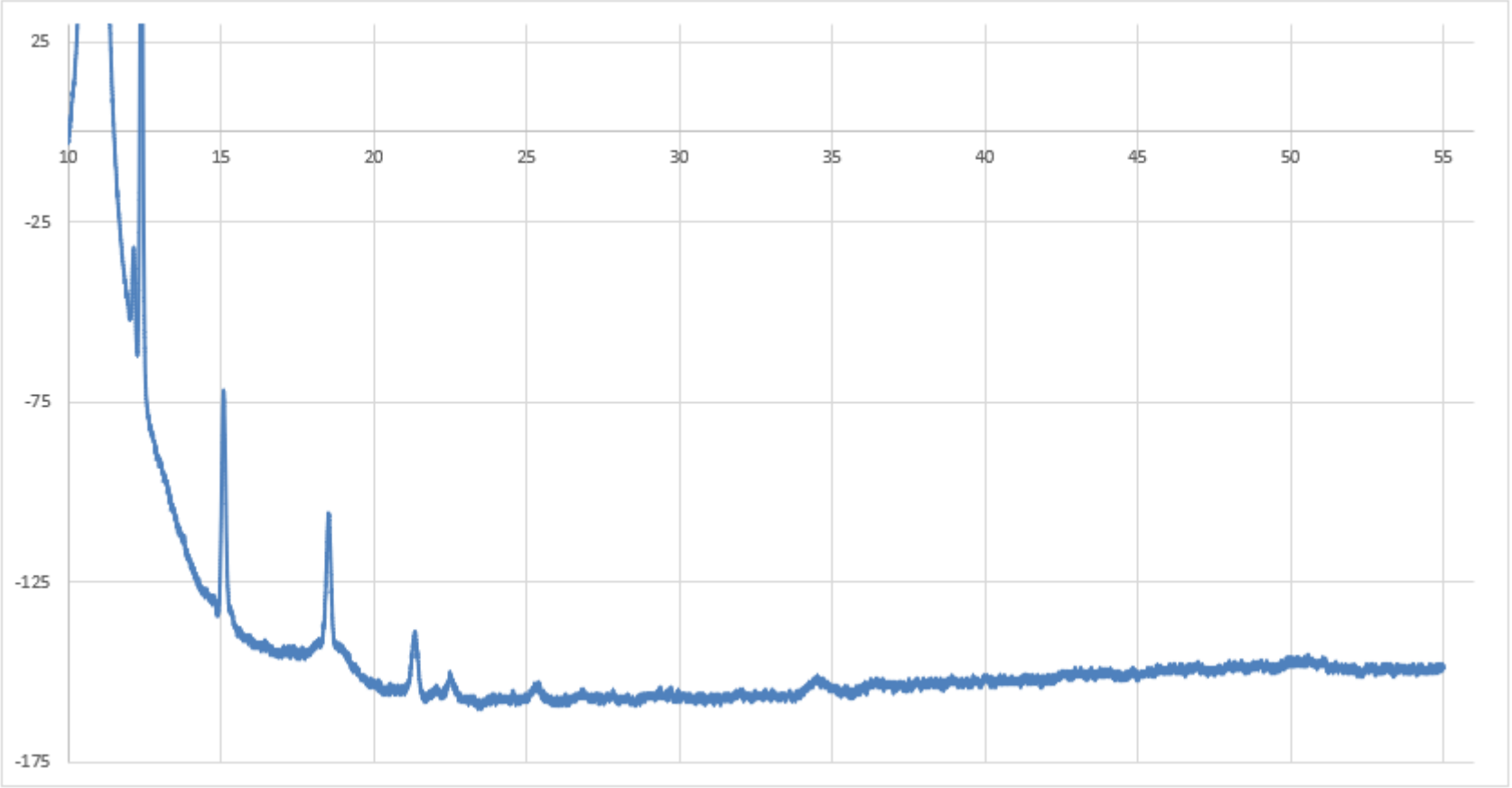
Şekil G. 47: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-8-numaralı deney



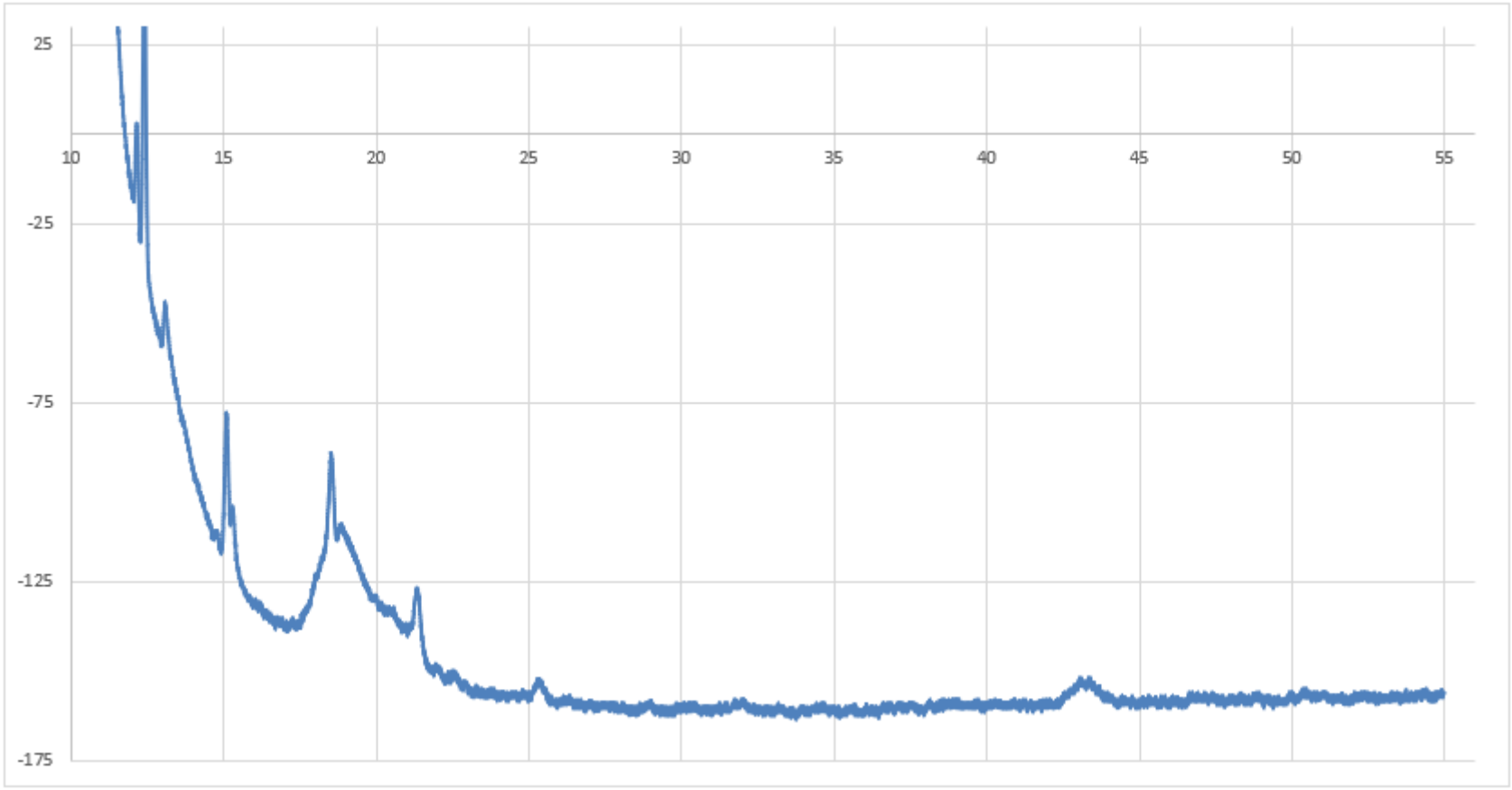
Şekil G. 48: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-9-numaralı deney



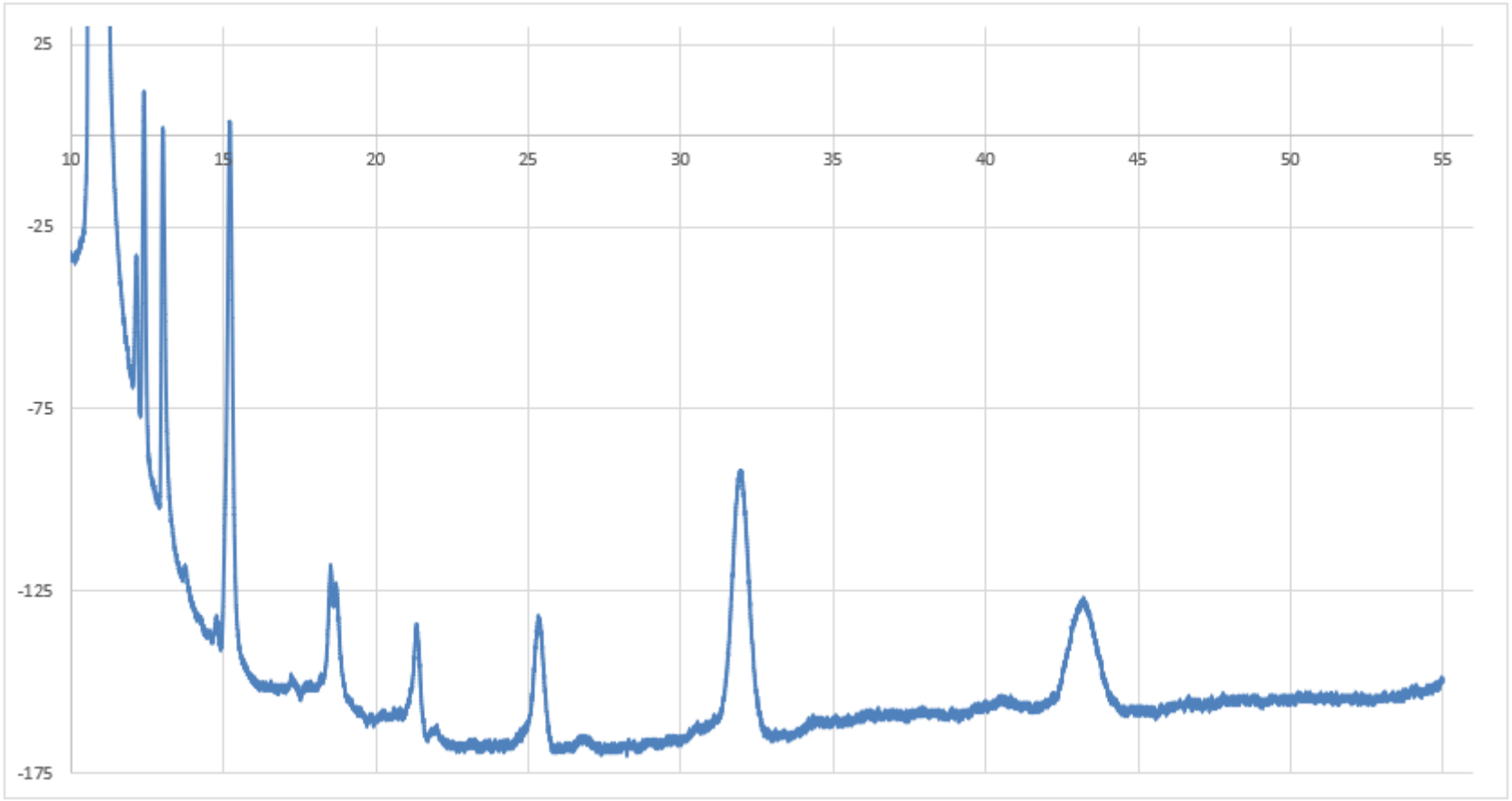
Şekil G. 49: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-10-numaralı deney



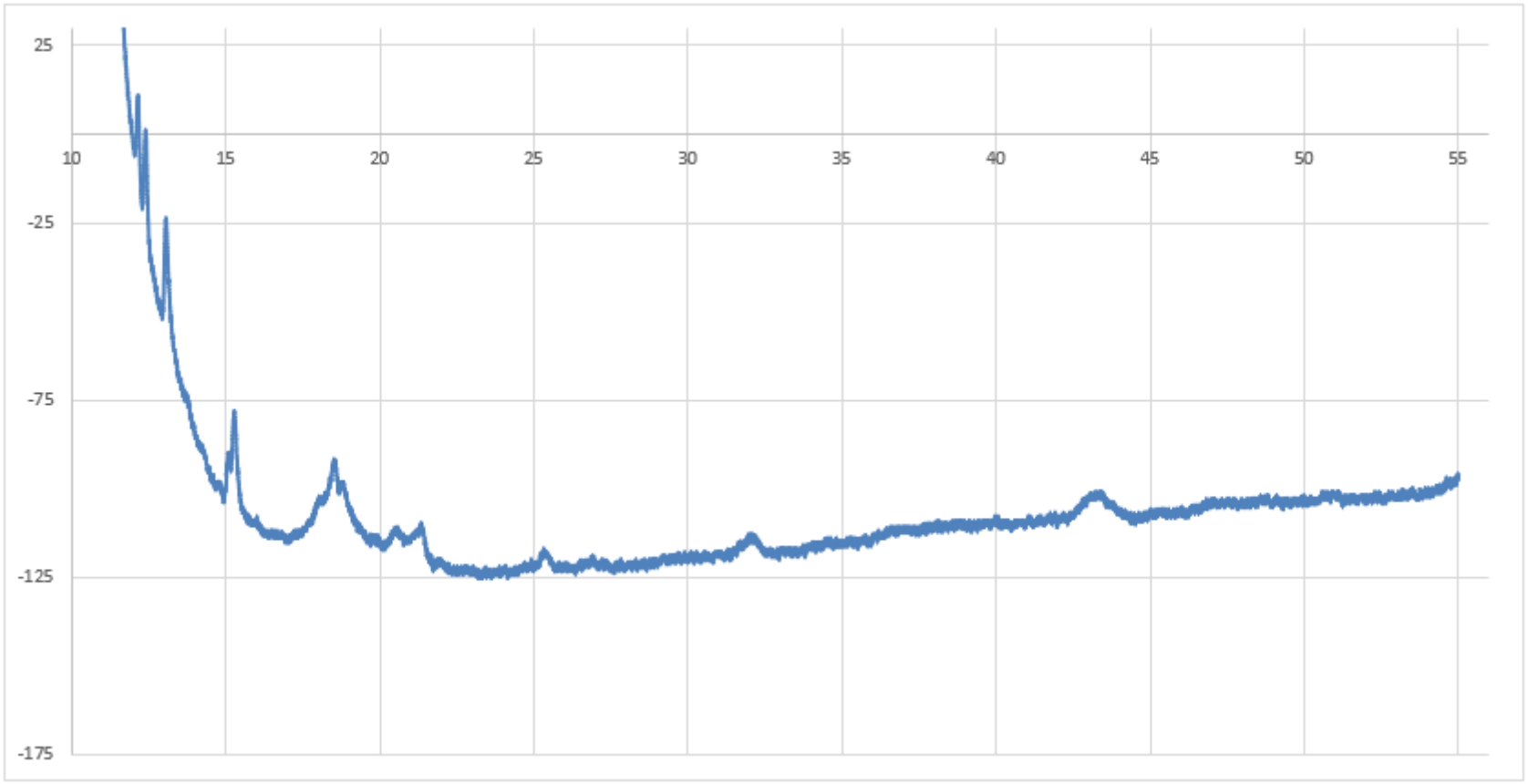
Şekil G. 50: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-11-numaralı deney



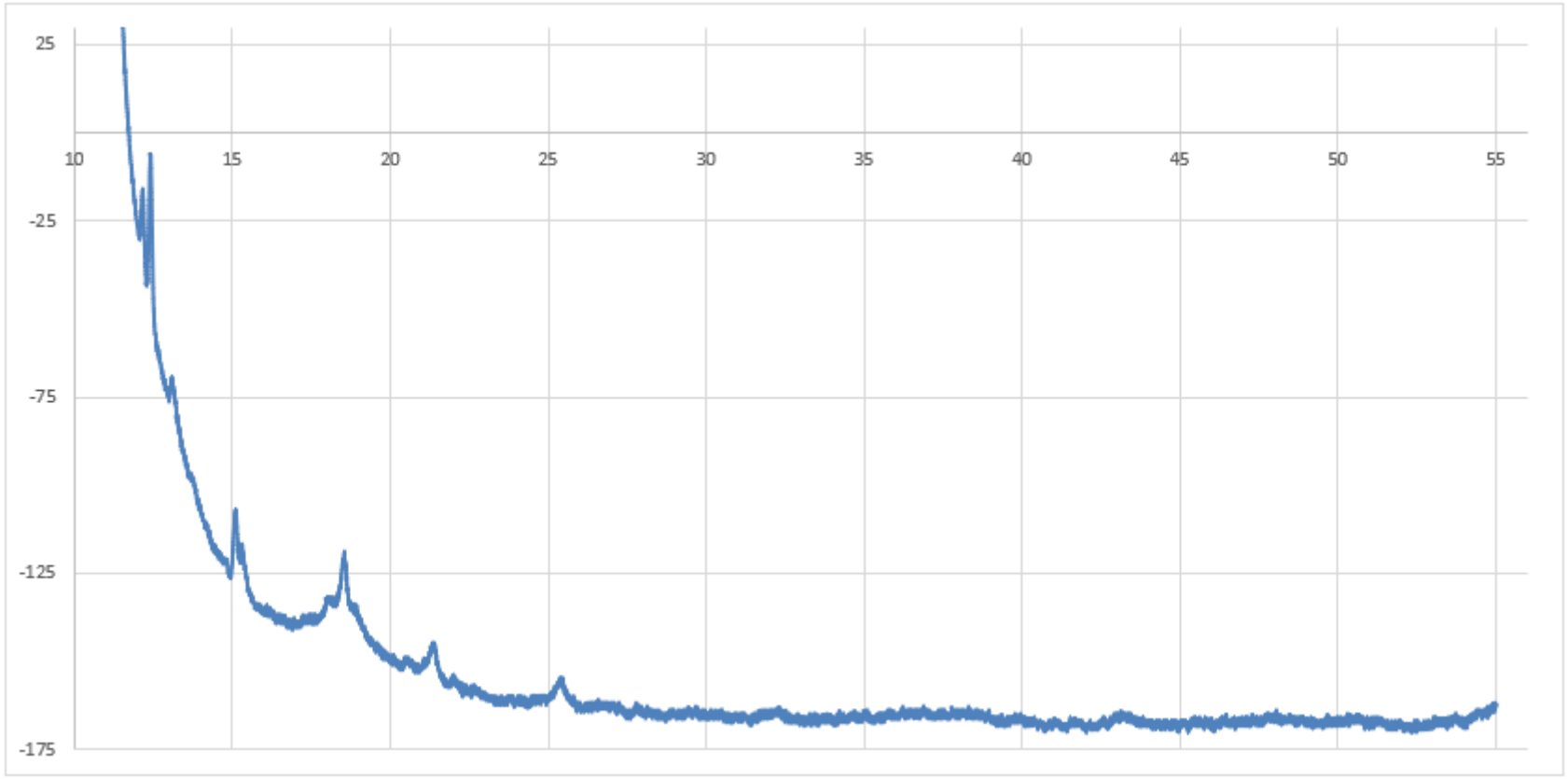
Şekil G. 51: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-12-numaralı deney



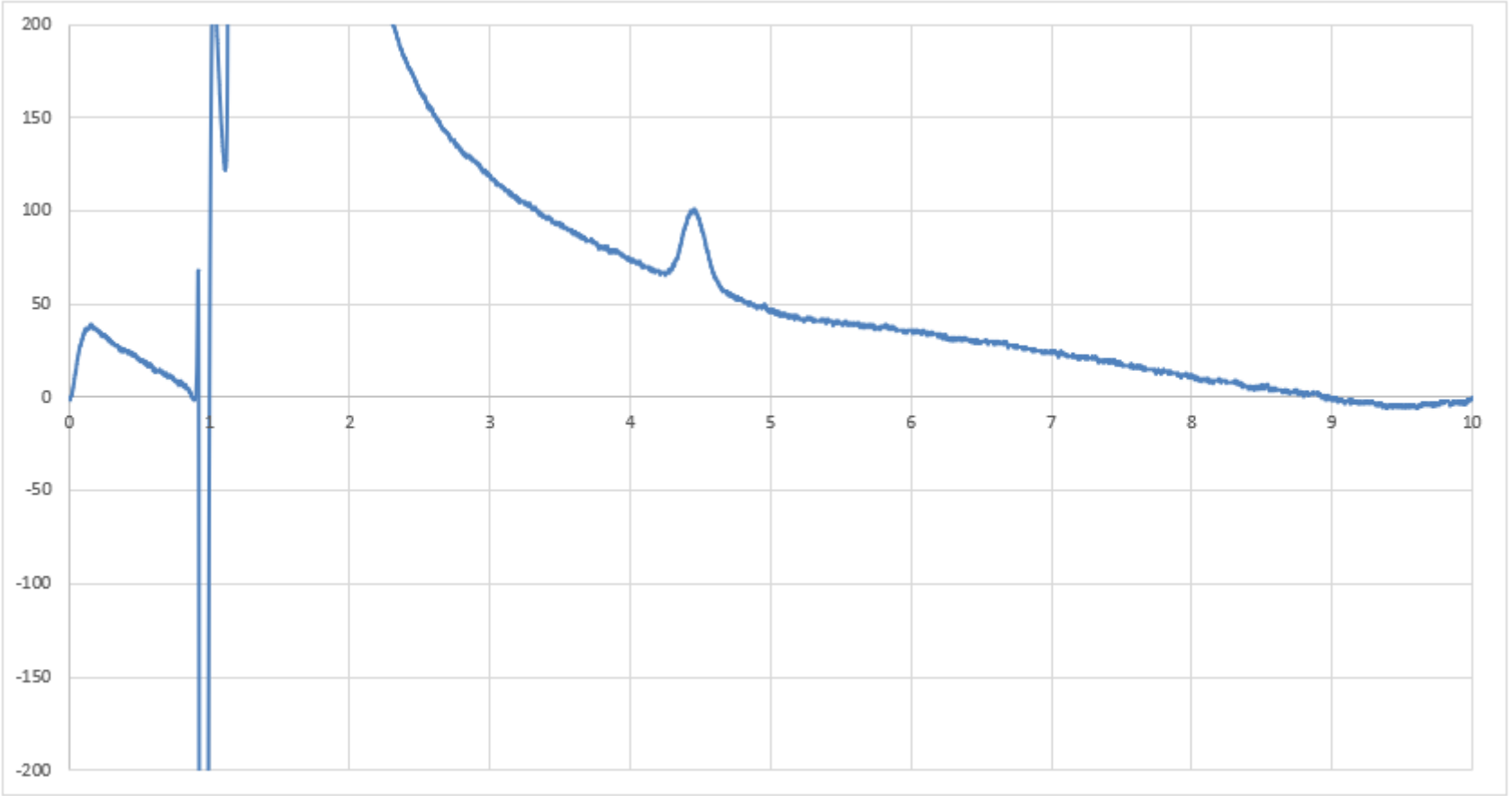
Şekil G. 52: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-13-numaralı deney



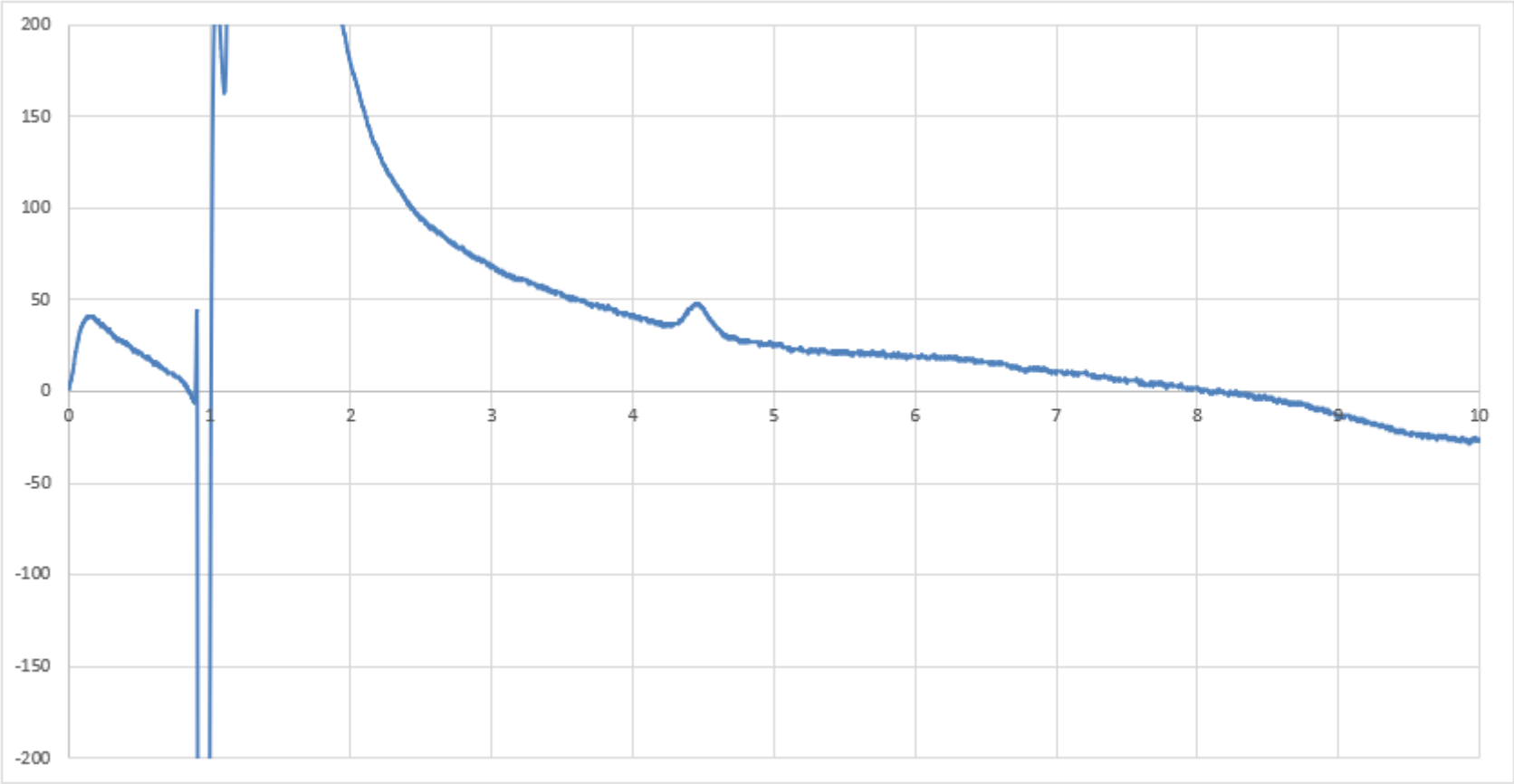
Şekil G. 53: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-14-numaralı deney



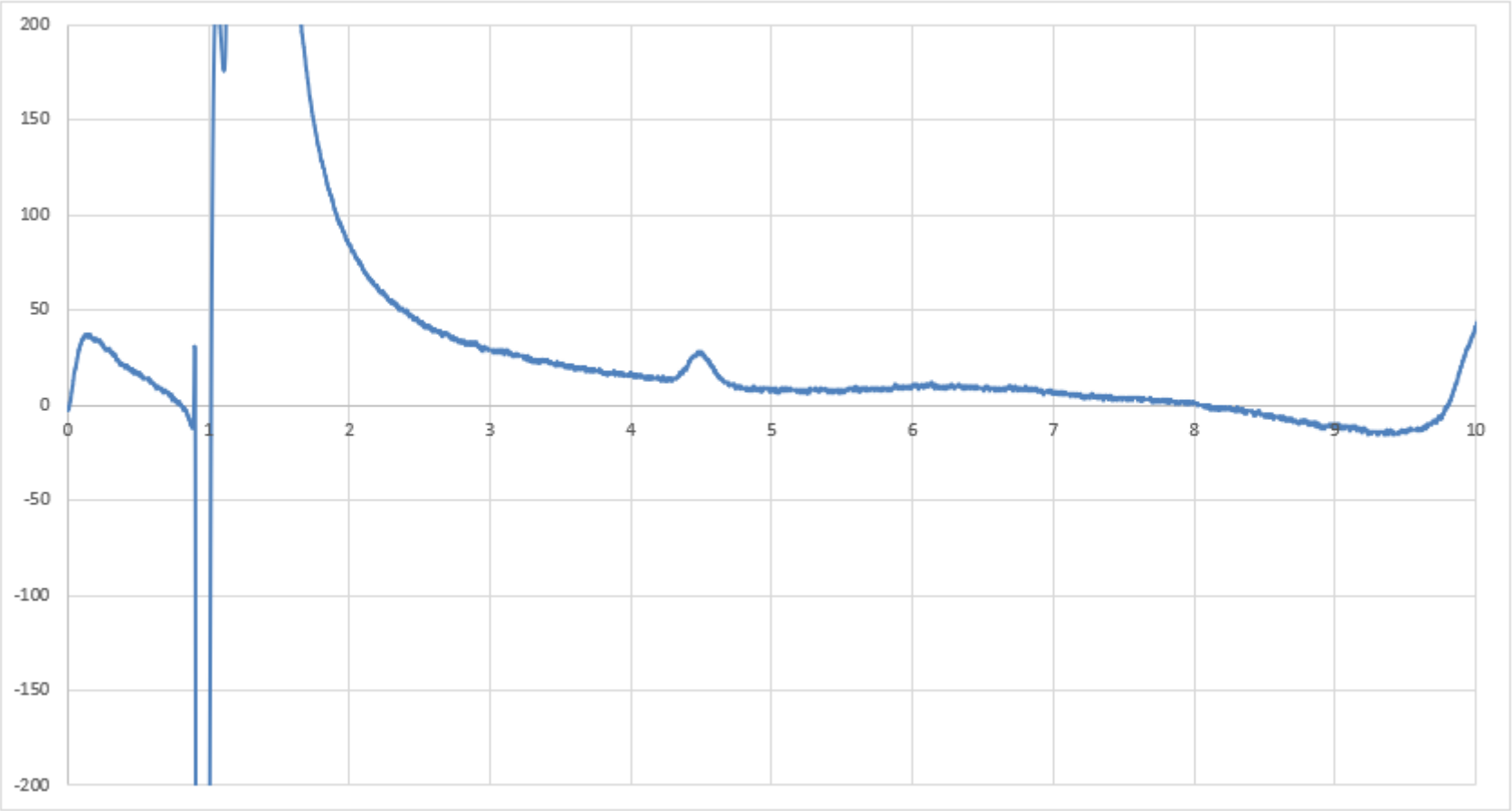
Şekil G. 54: Akış Manipülasyonsuz Kararlı Besleme $C4^{+}$ ürünleri-15-numaralı deney



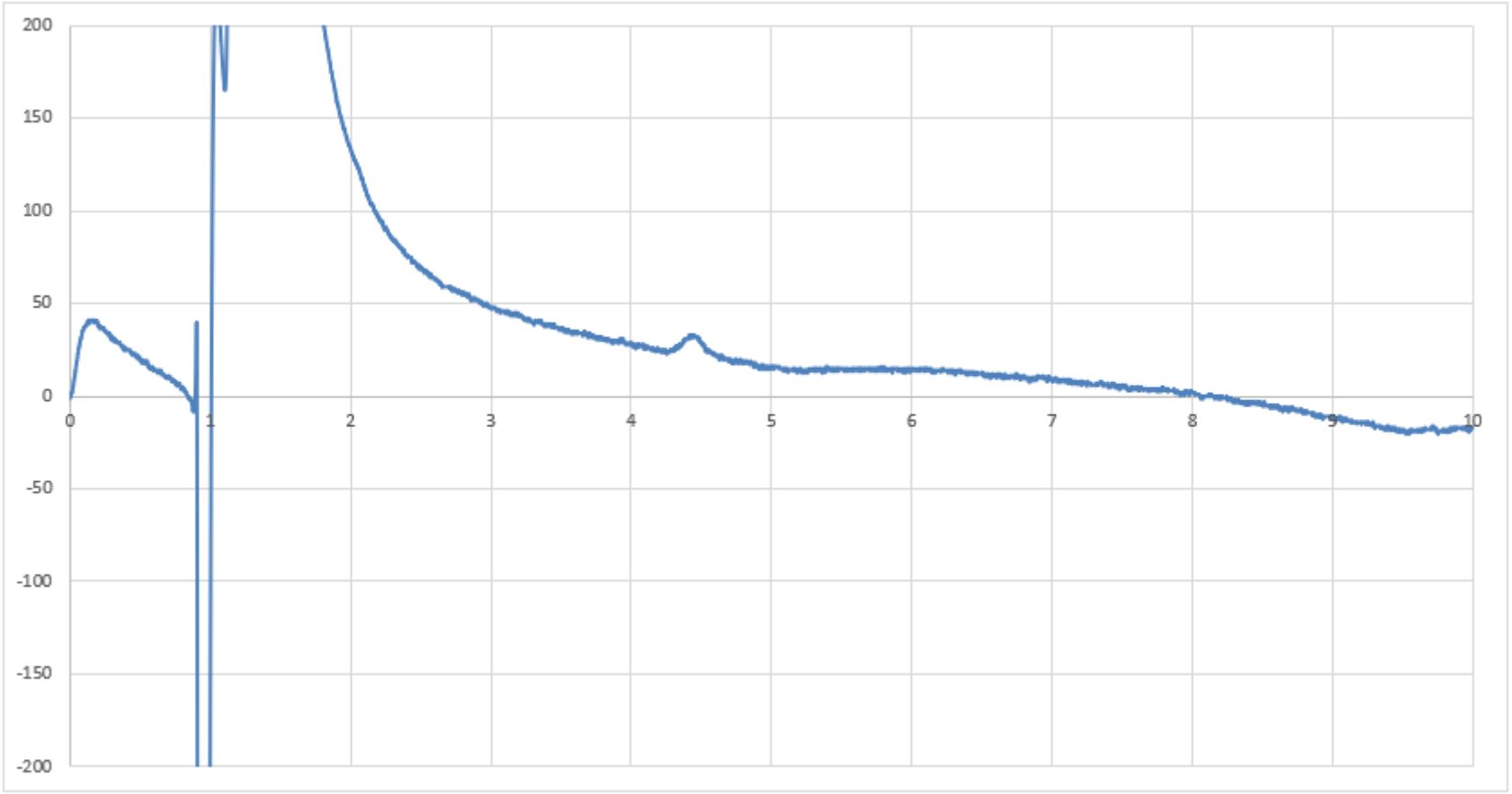
Şekil G. 55: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-1-numaralı deney



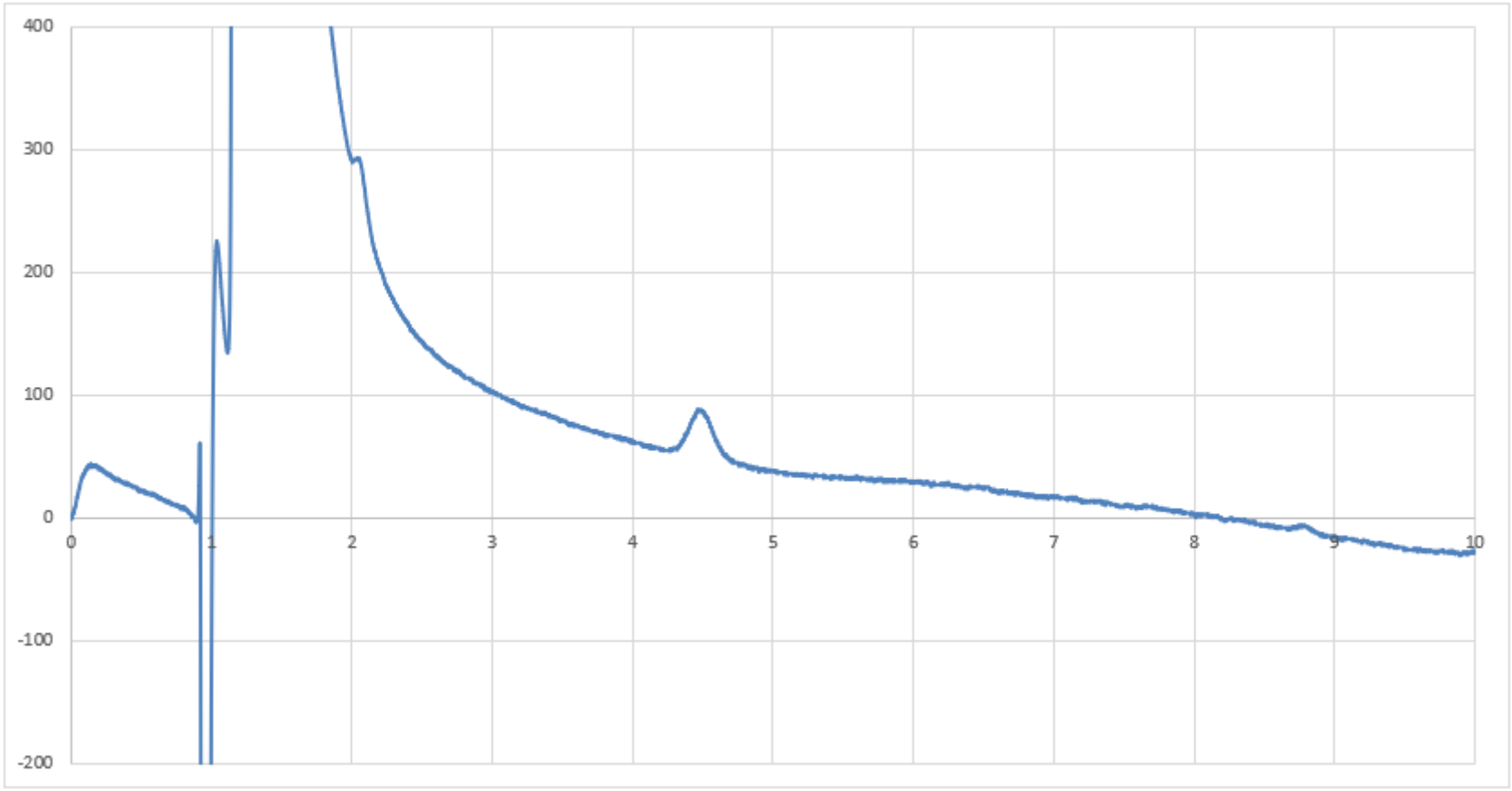
Şekil G. 56: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-2-numaralı deney



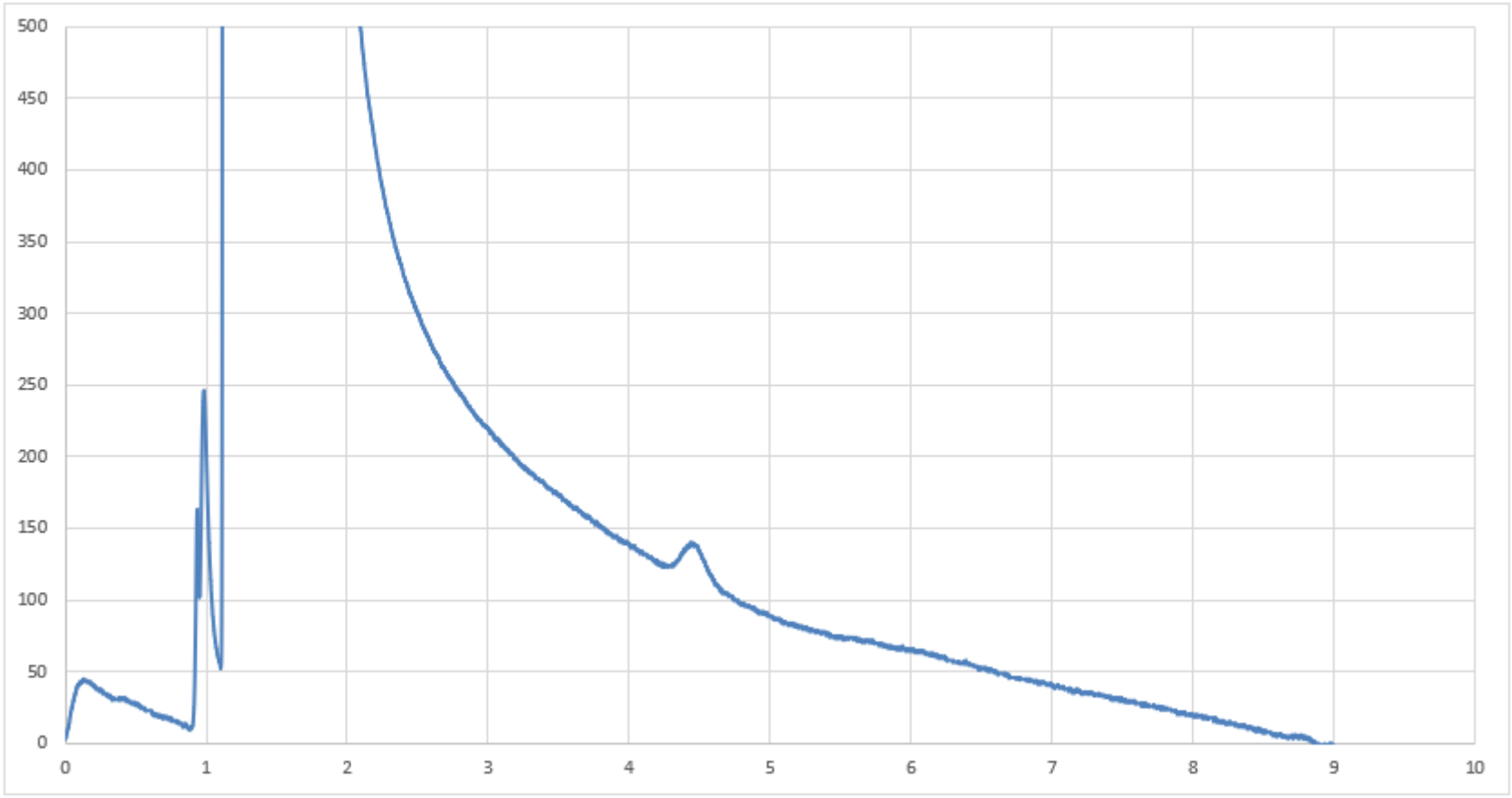
Şekil G. 57: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{-}$ ürünleri-3-numaralı deney



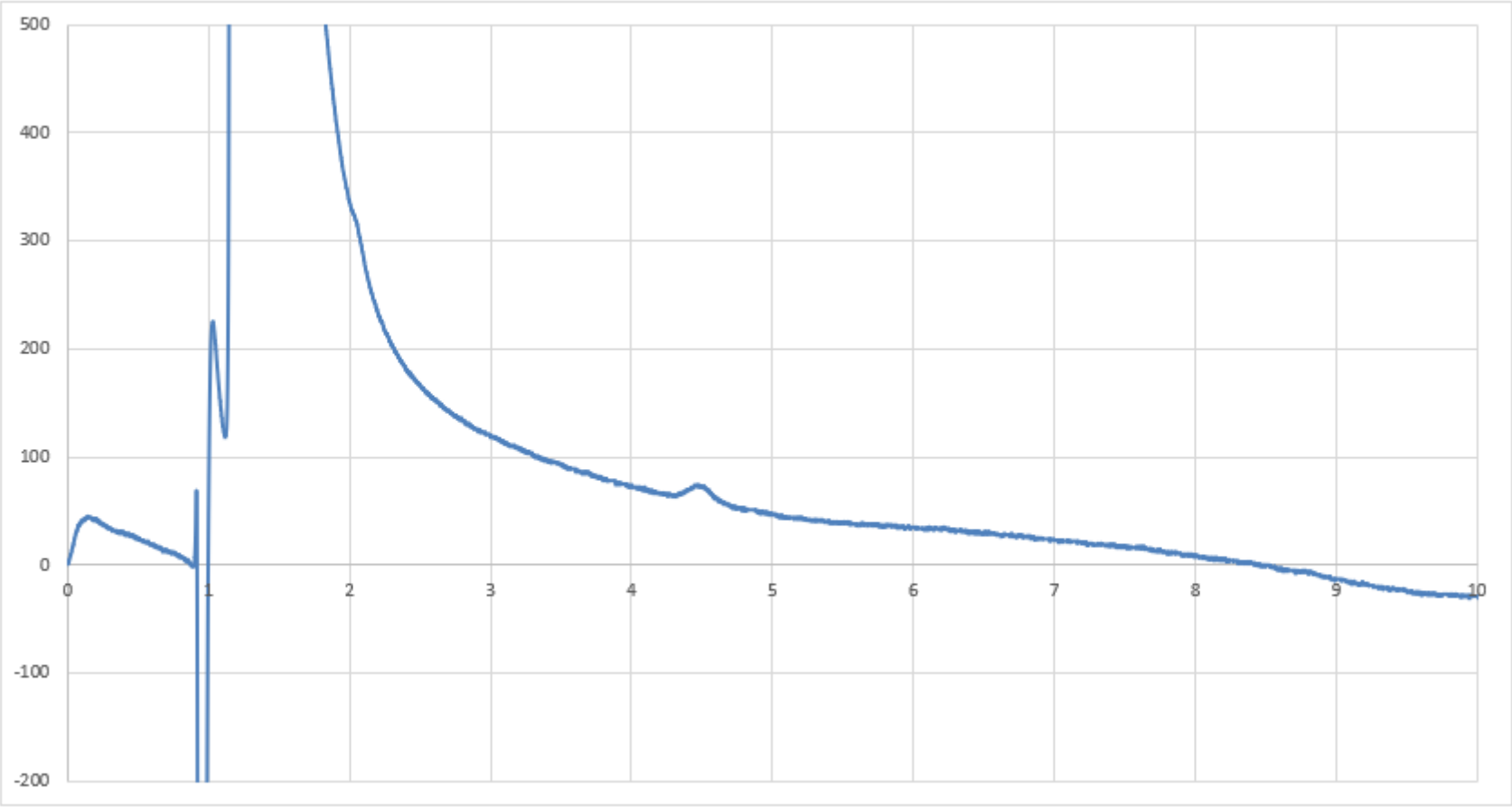
Şekil G. 58: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-4-numaralı deney



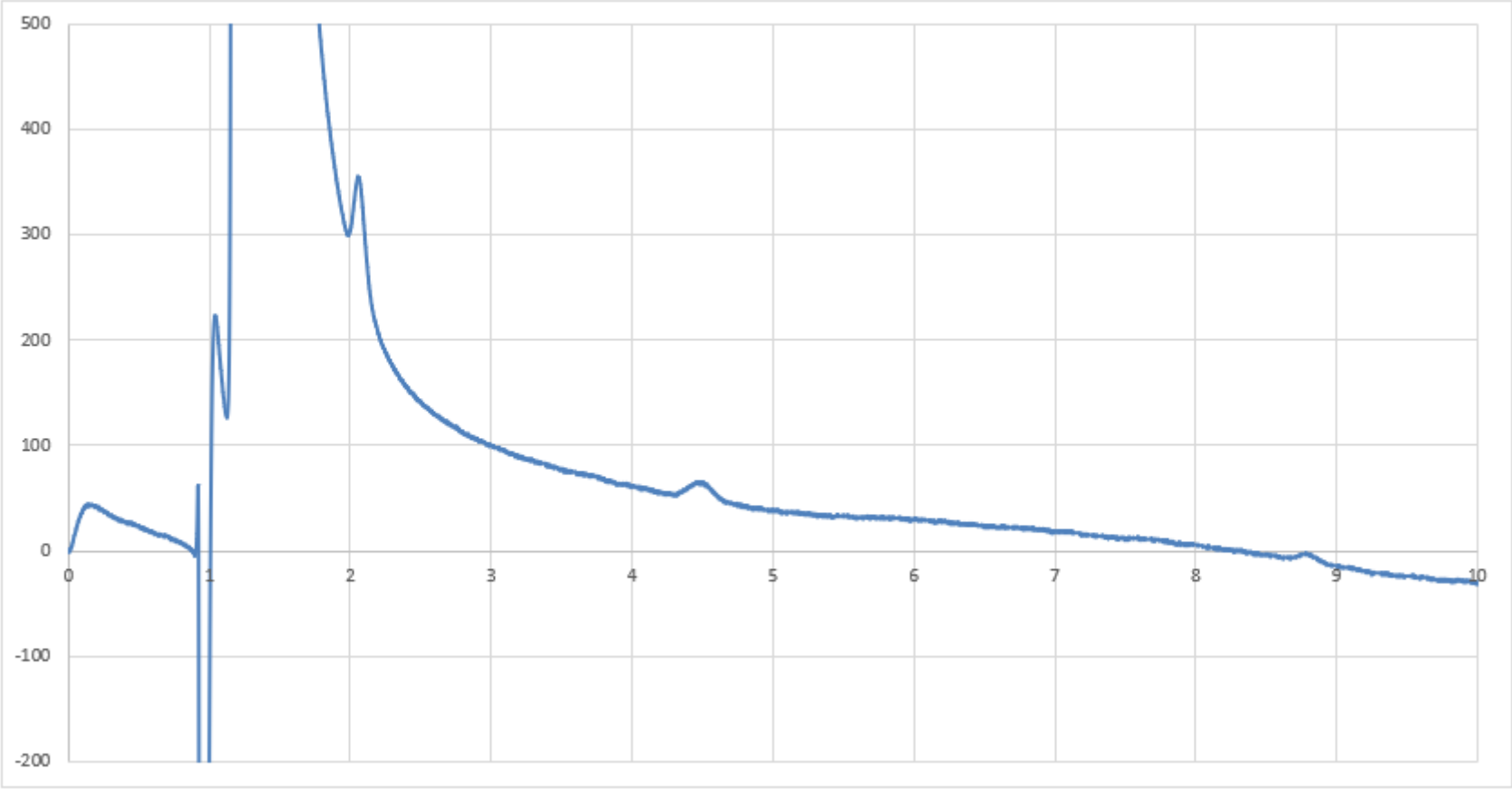
Şekil G. 59: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-5-numaralı deney



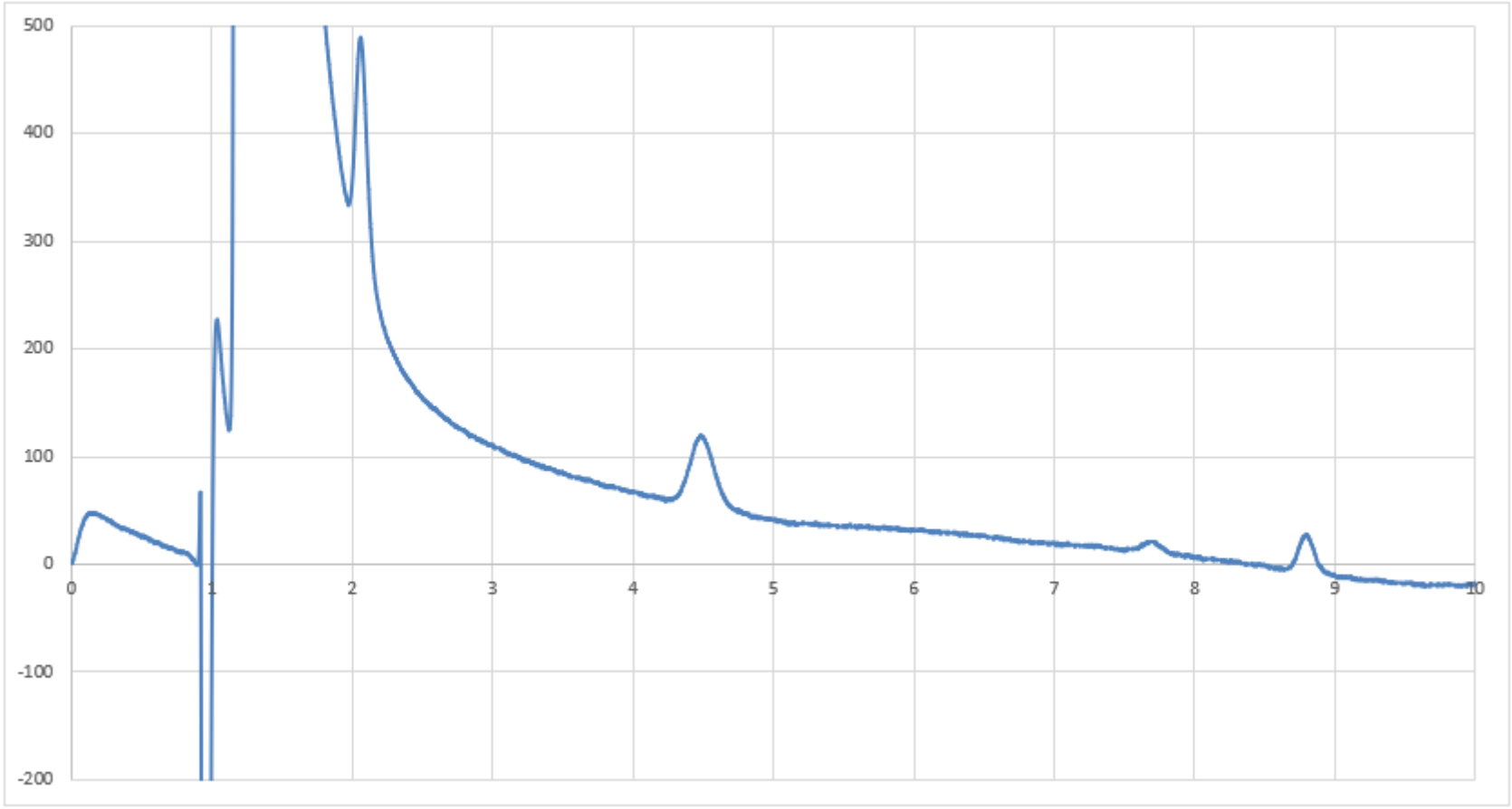
Şekil G. 60: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-6-numaralı deney



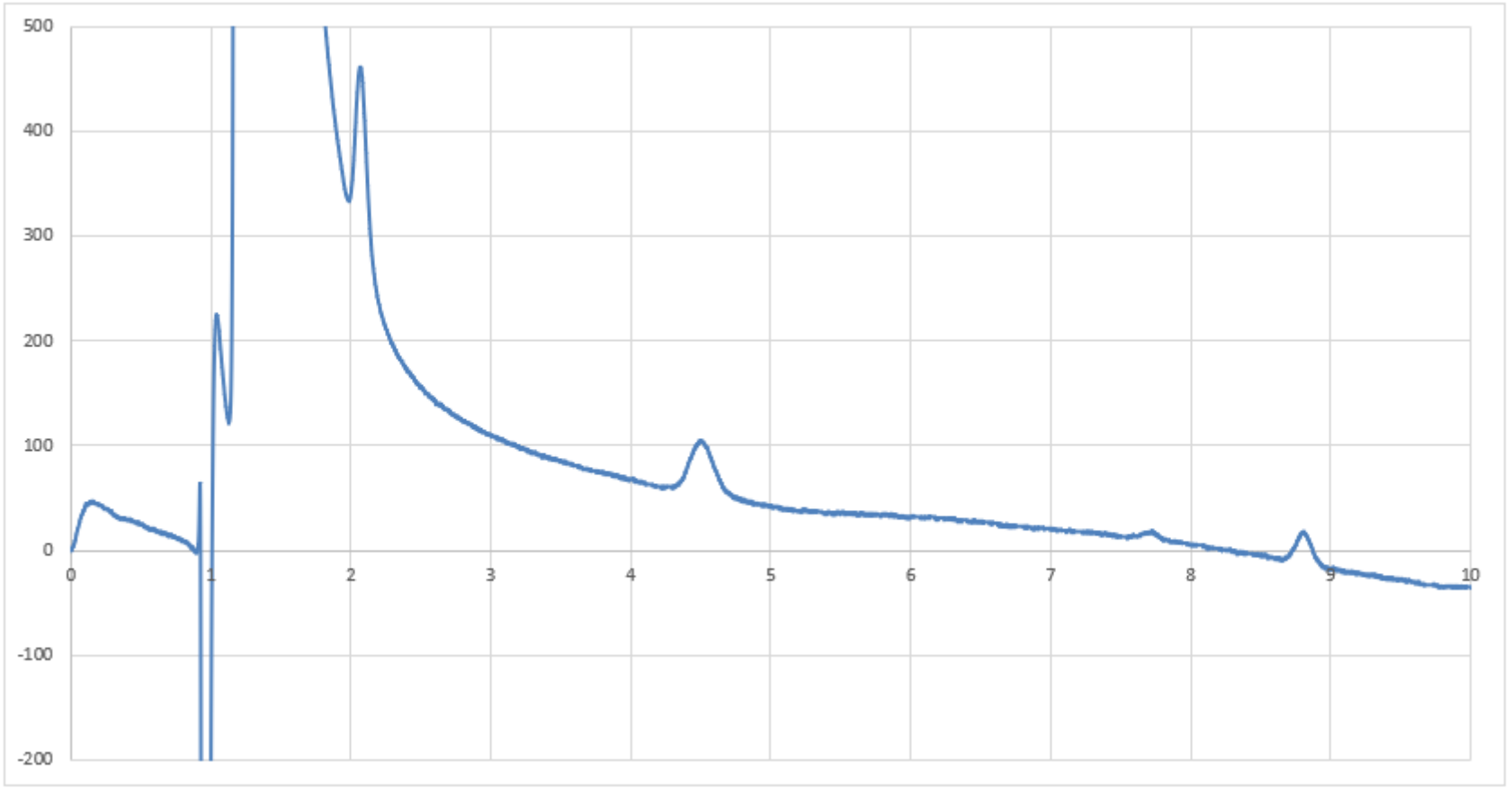
Şekil G. 61: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-7-numaralı deney



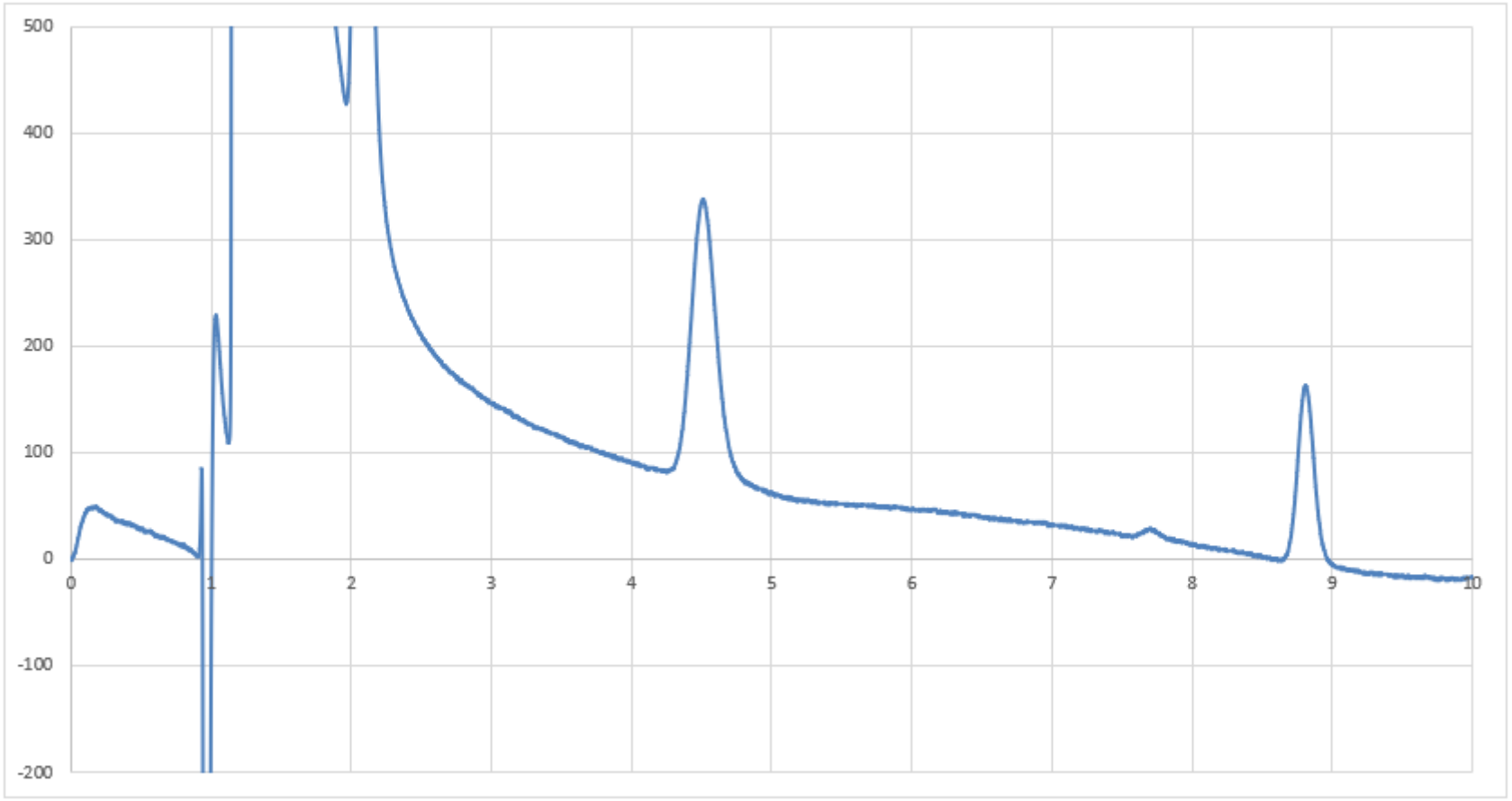
Şekil G. 62: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-8-numaralı deney



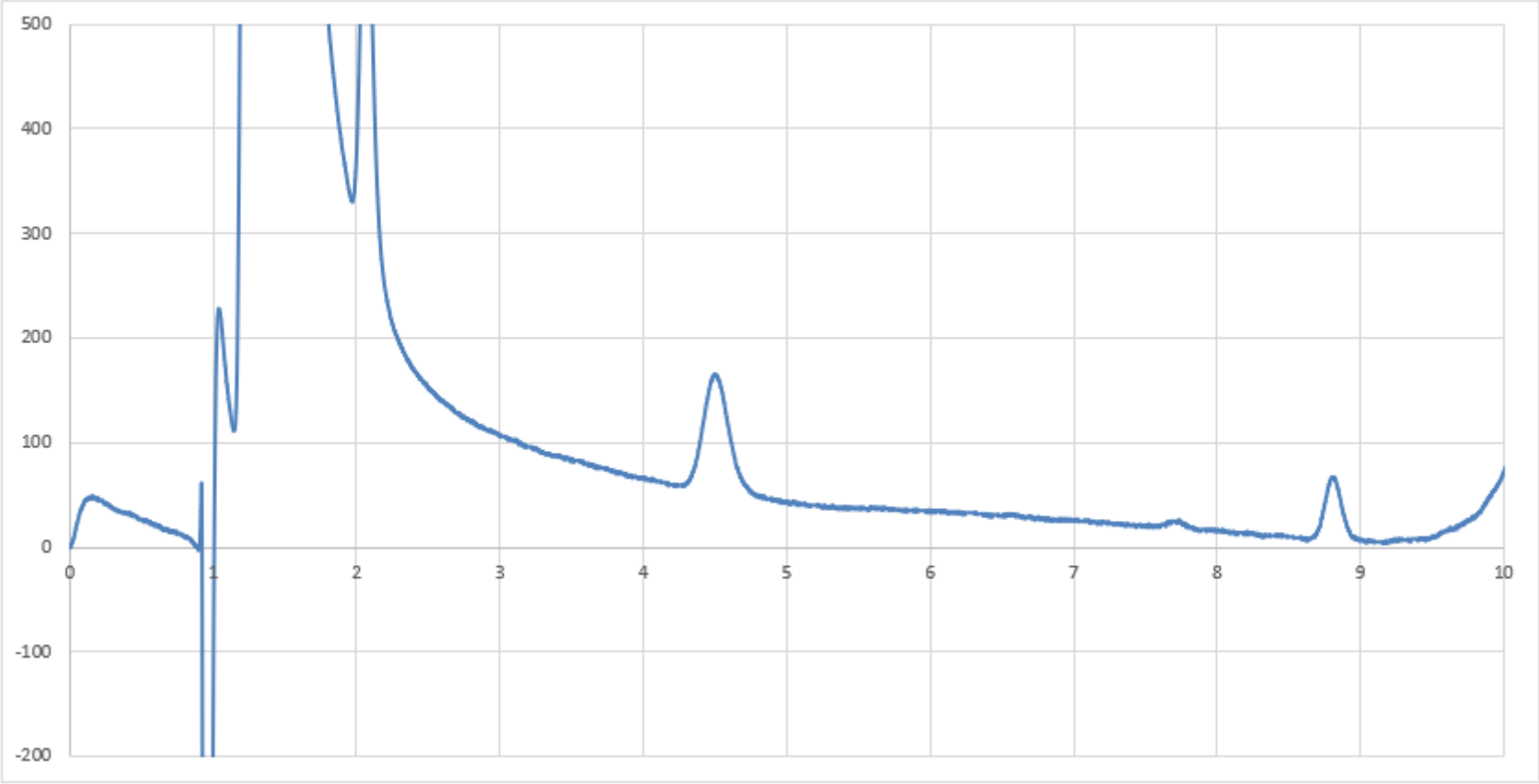
Şekil G. 63: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-9-numaralı deney



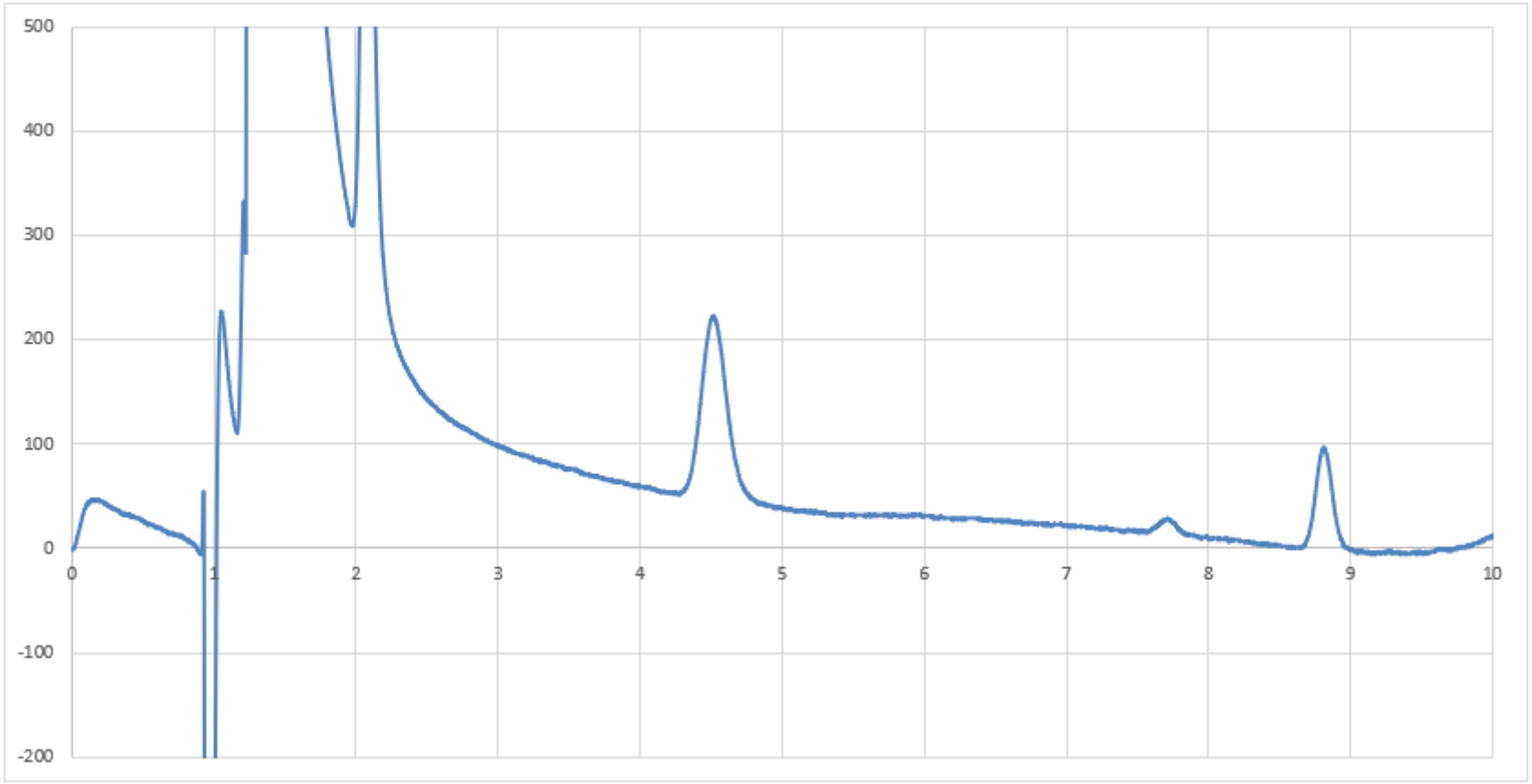
Şekil G. 64: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-10-numaralı deney



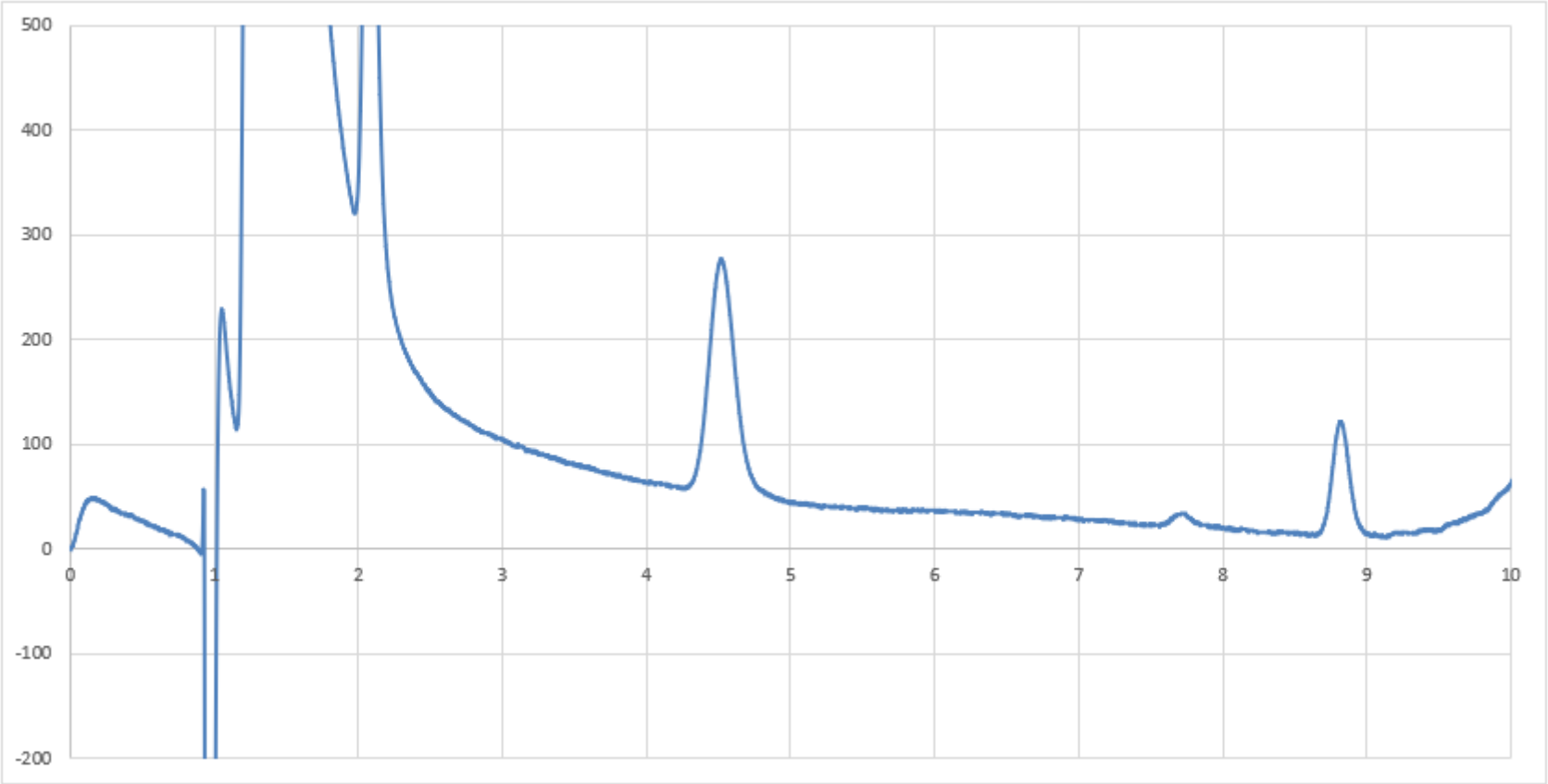
Şekil G. 65: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-11-numaralı deney



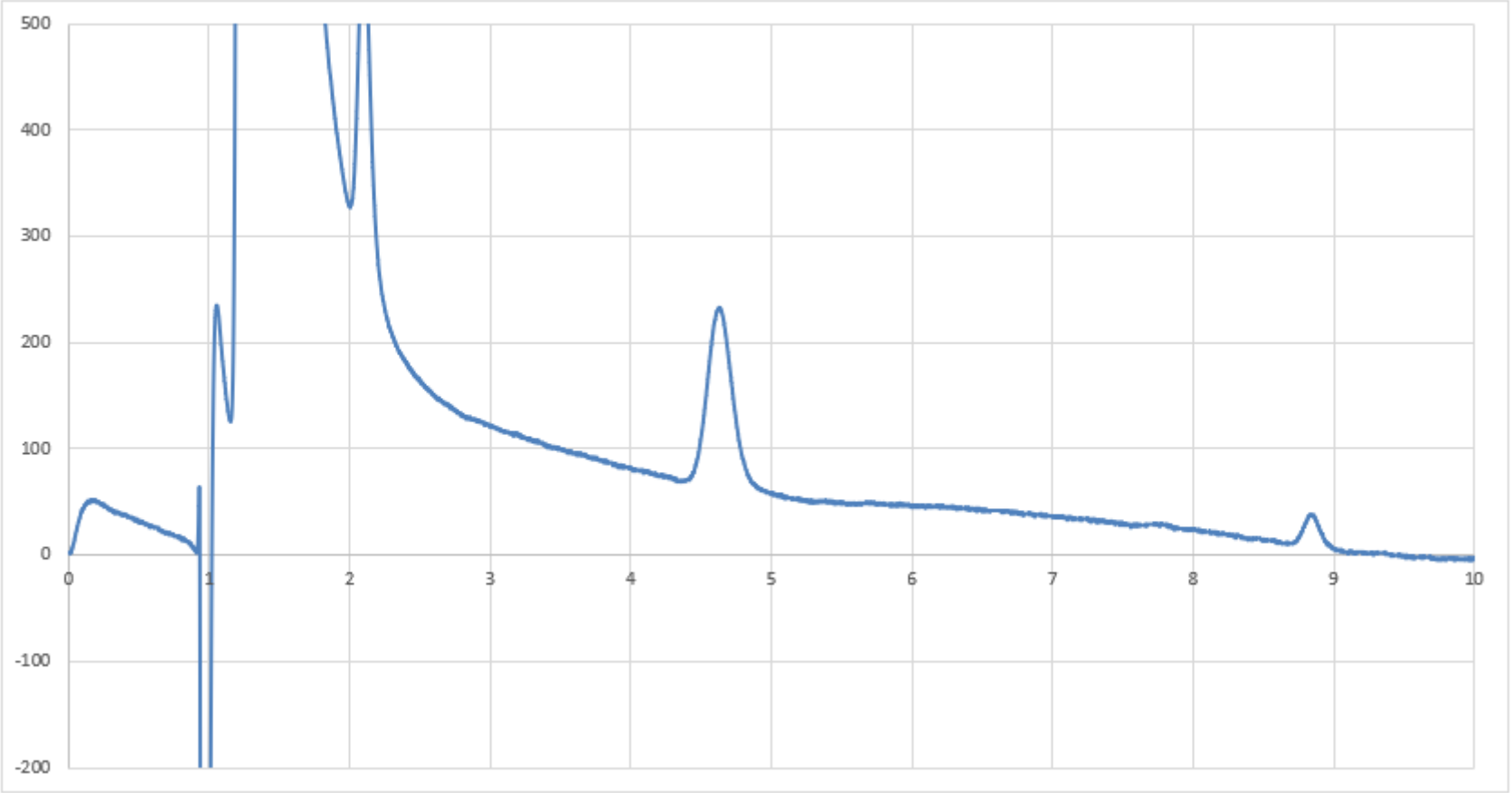
Şekil G. 66: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-12-numaralı deney



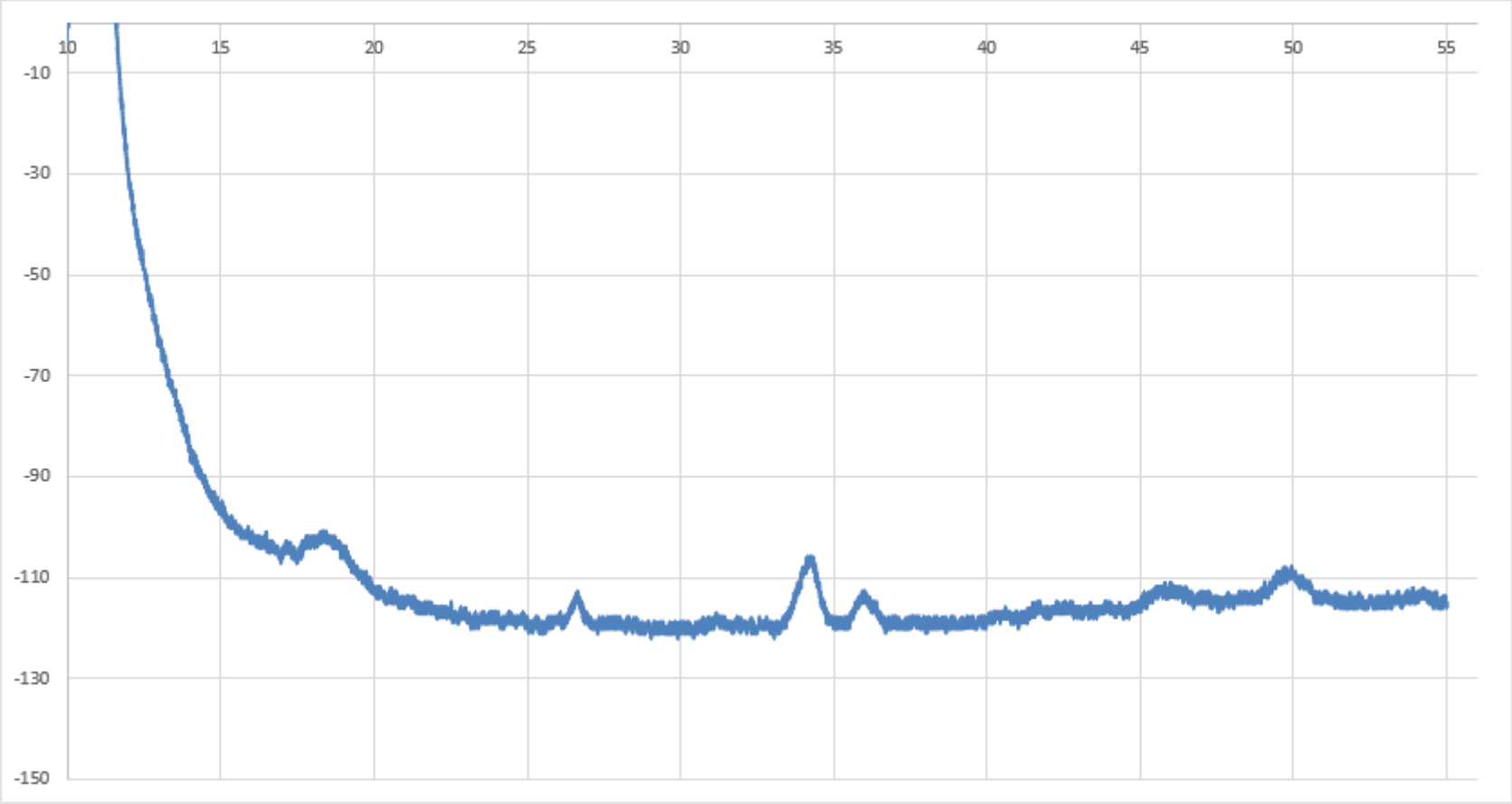
Şekil G. 67: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-13-numaralı deney



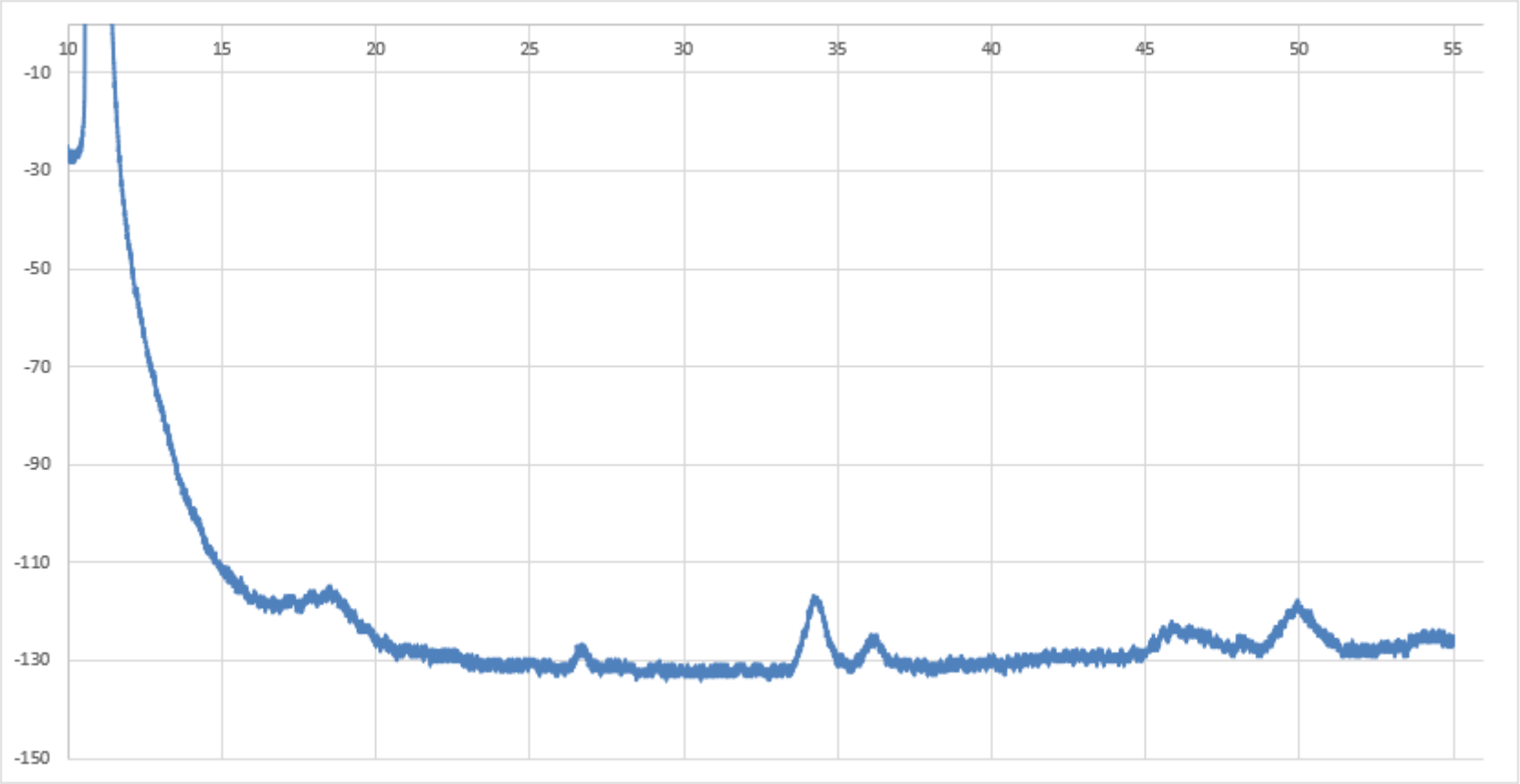
Şekil G. 68: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-14-numaralı deney



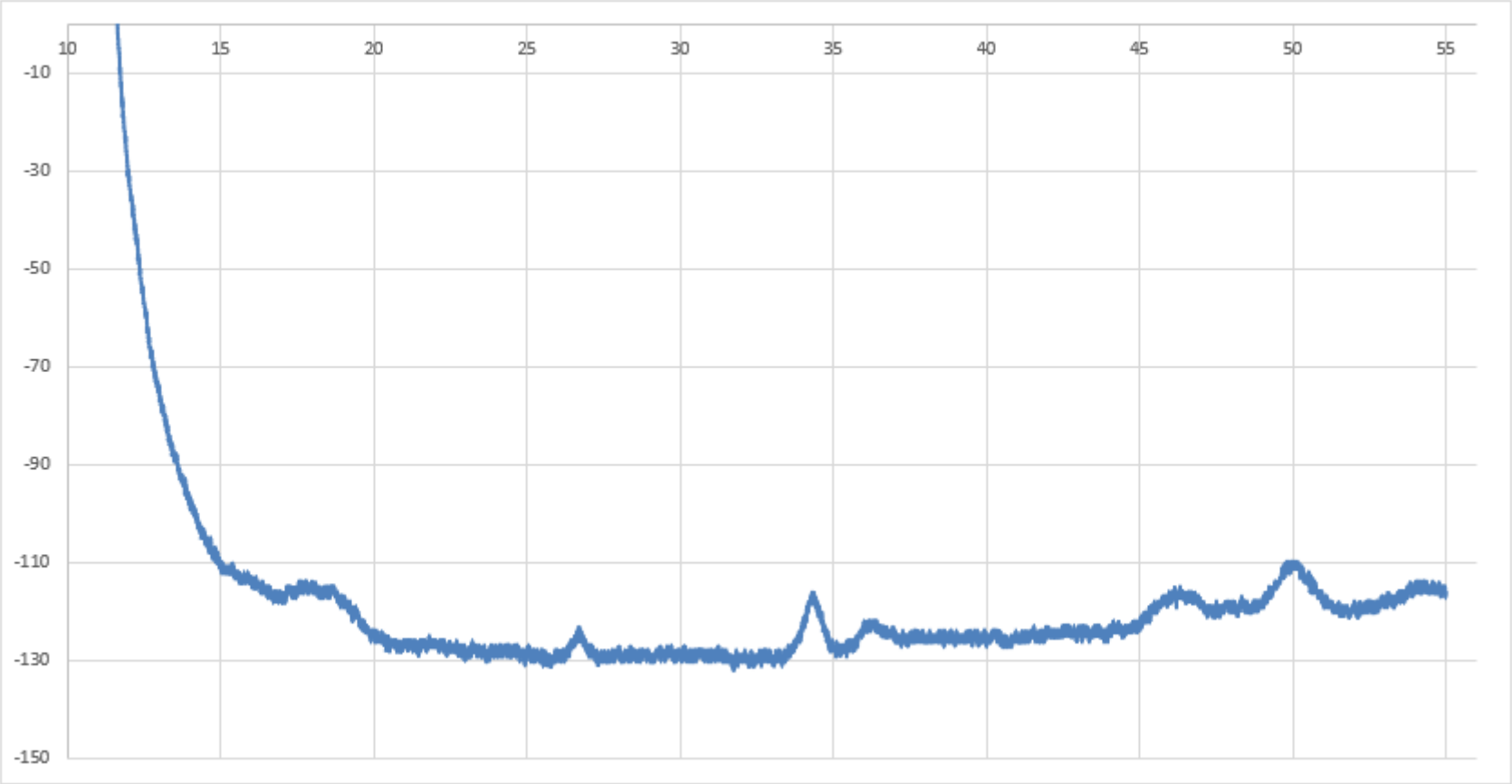
Şekil G. 69: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^-$ ürünleri-15-numaralı deney



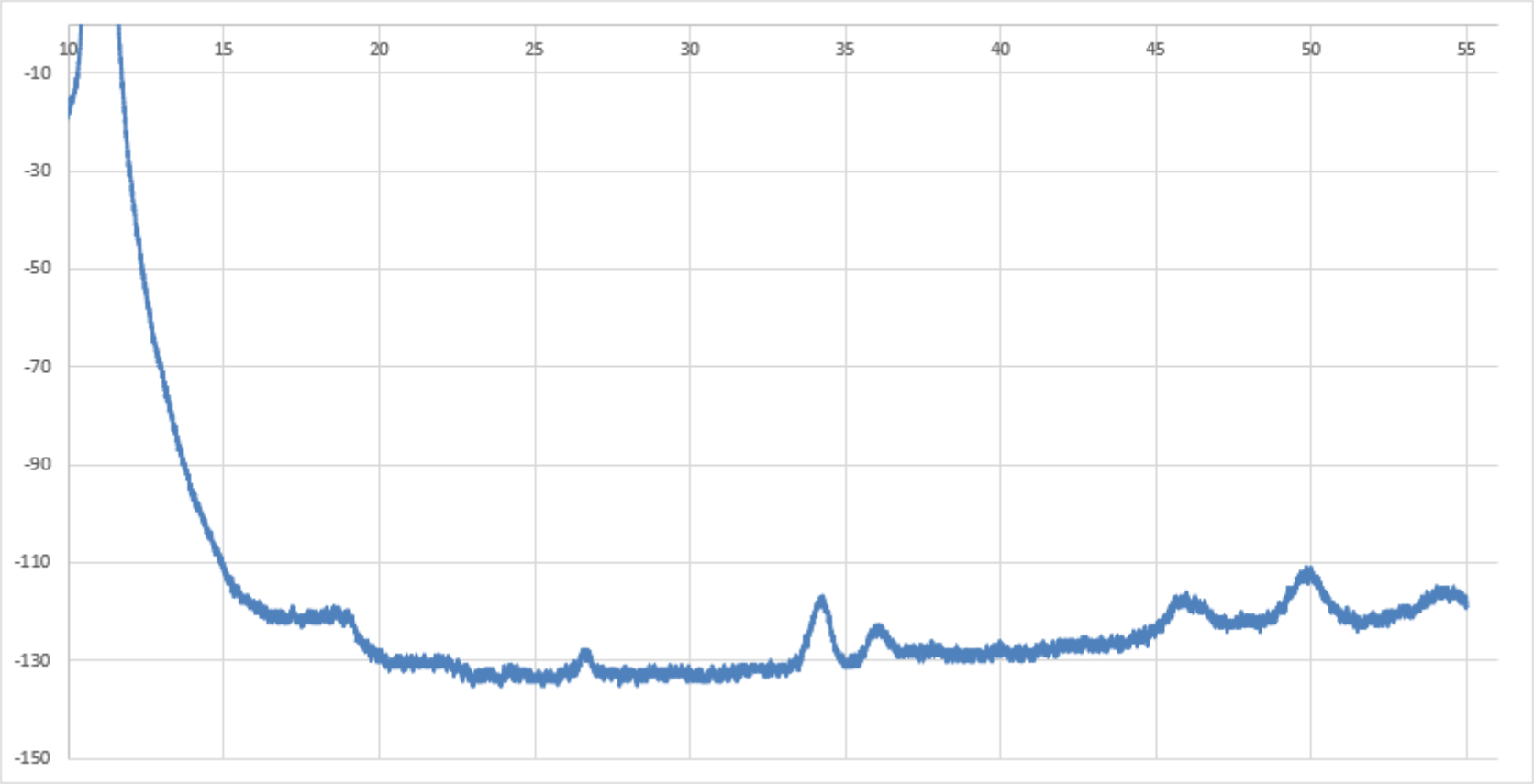
Şekil G. 70: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-1-numaralı deney



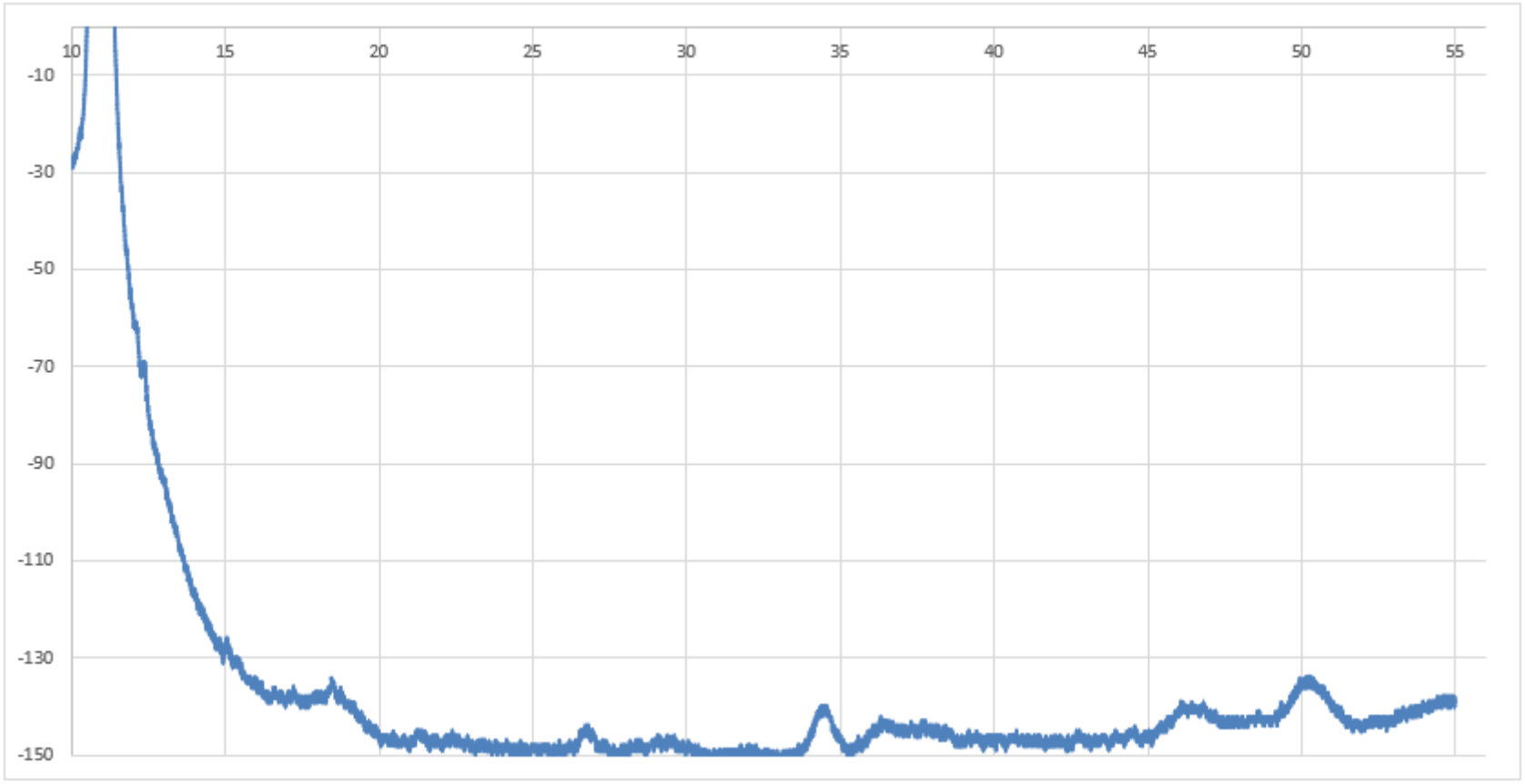
Şekil G. 71: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-2-numaralı deney



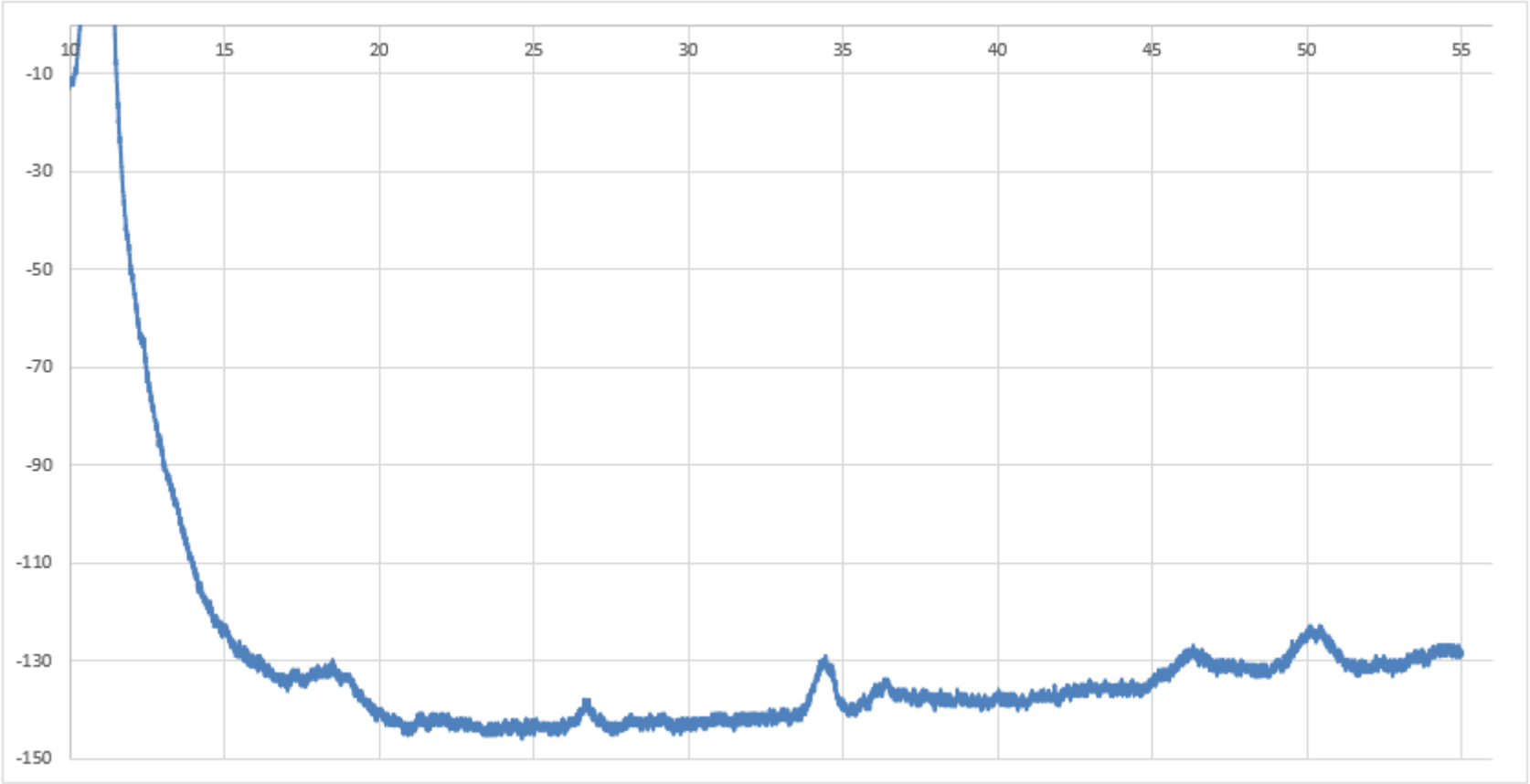
Şekil G. 72: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-3-numaralı deney



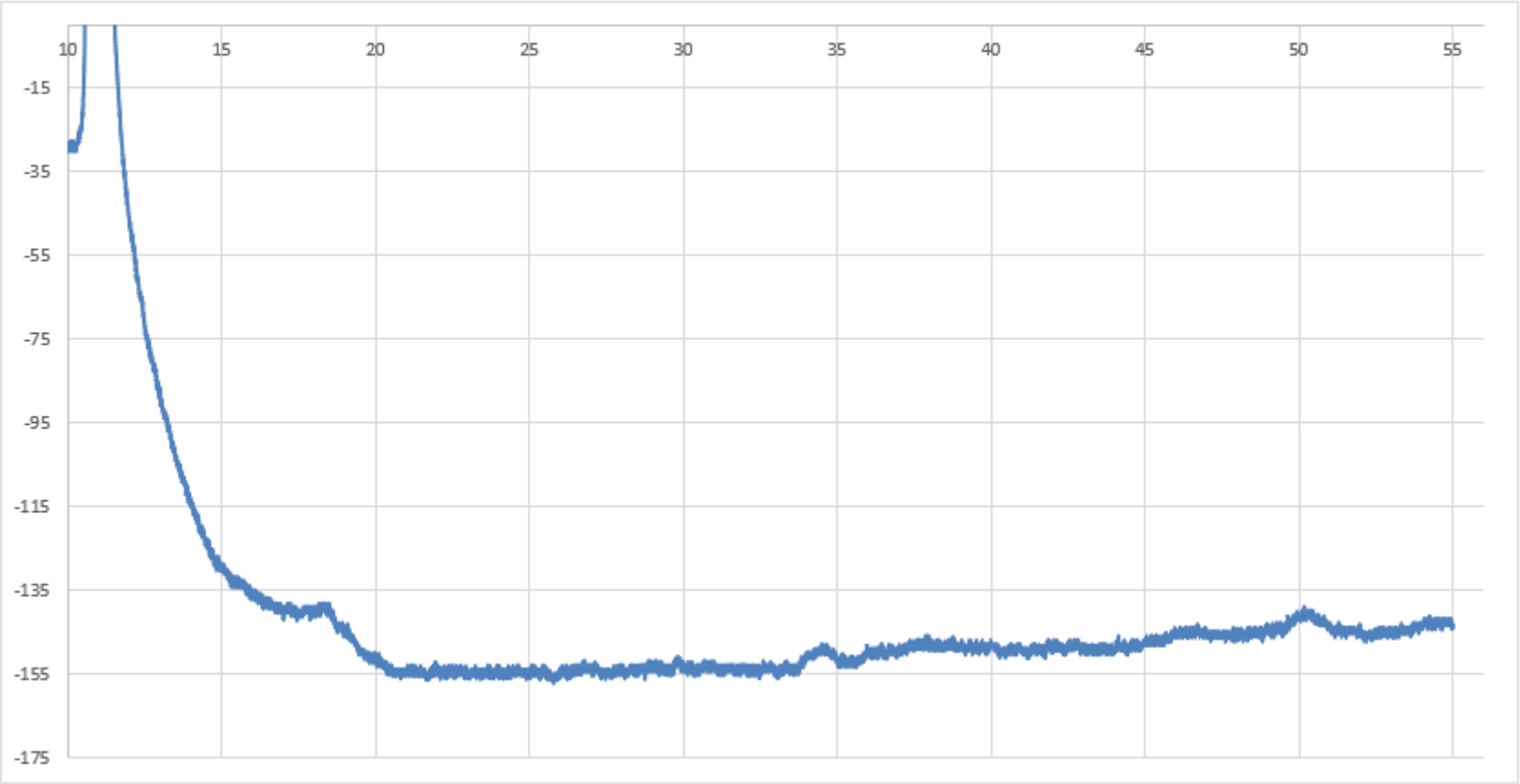
Şekil G. 73: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-4-numaralı deney



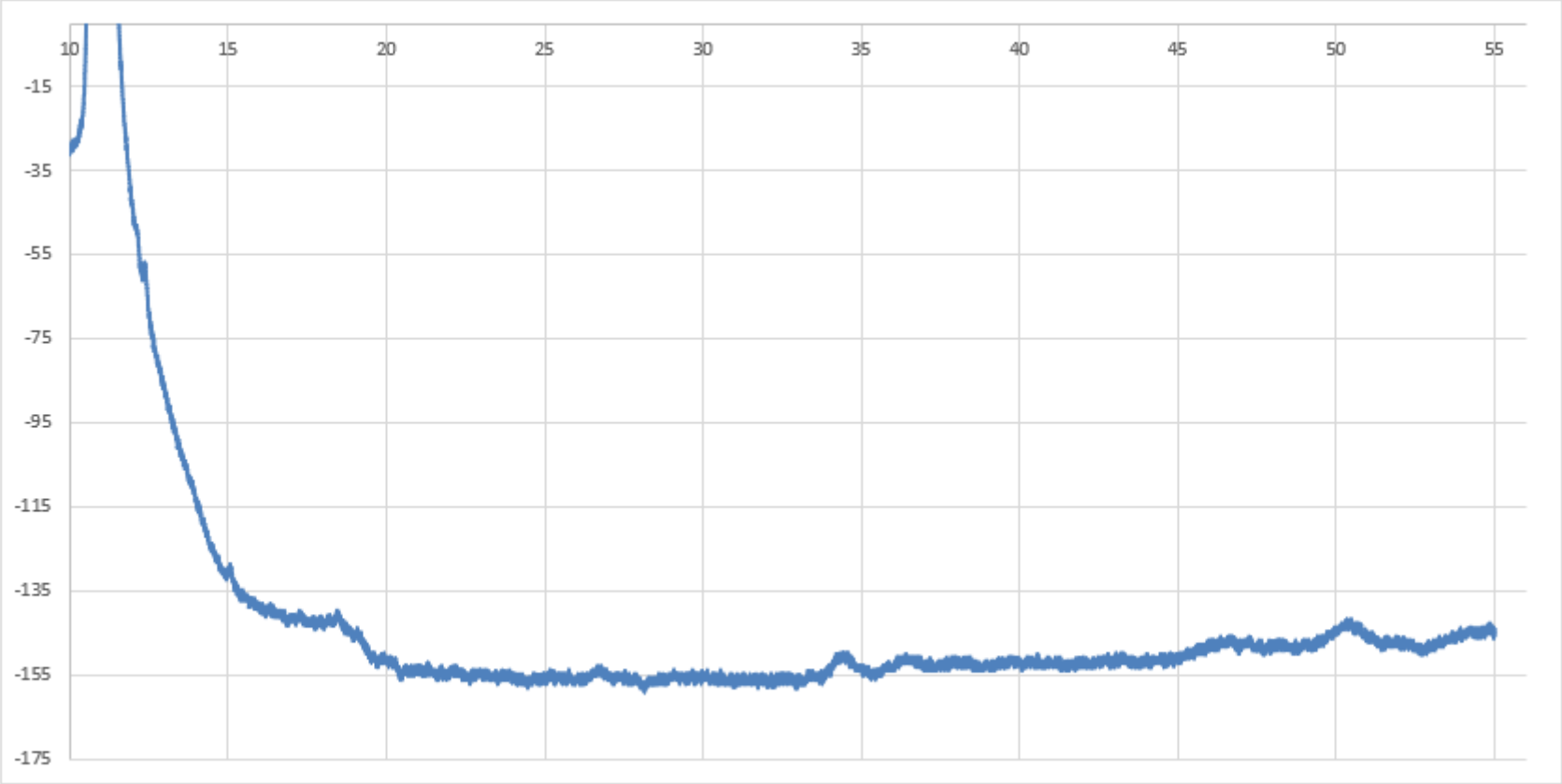
Şekil G. 74: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-5-numaralı deney



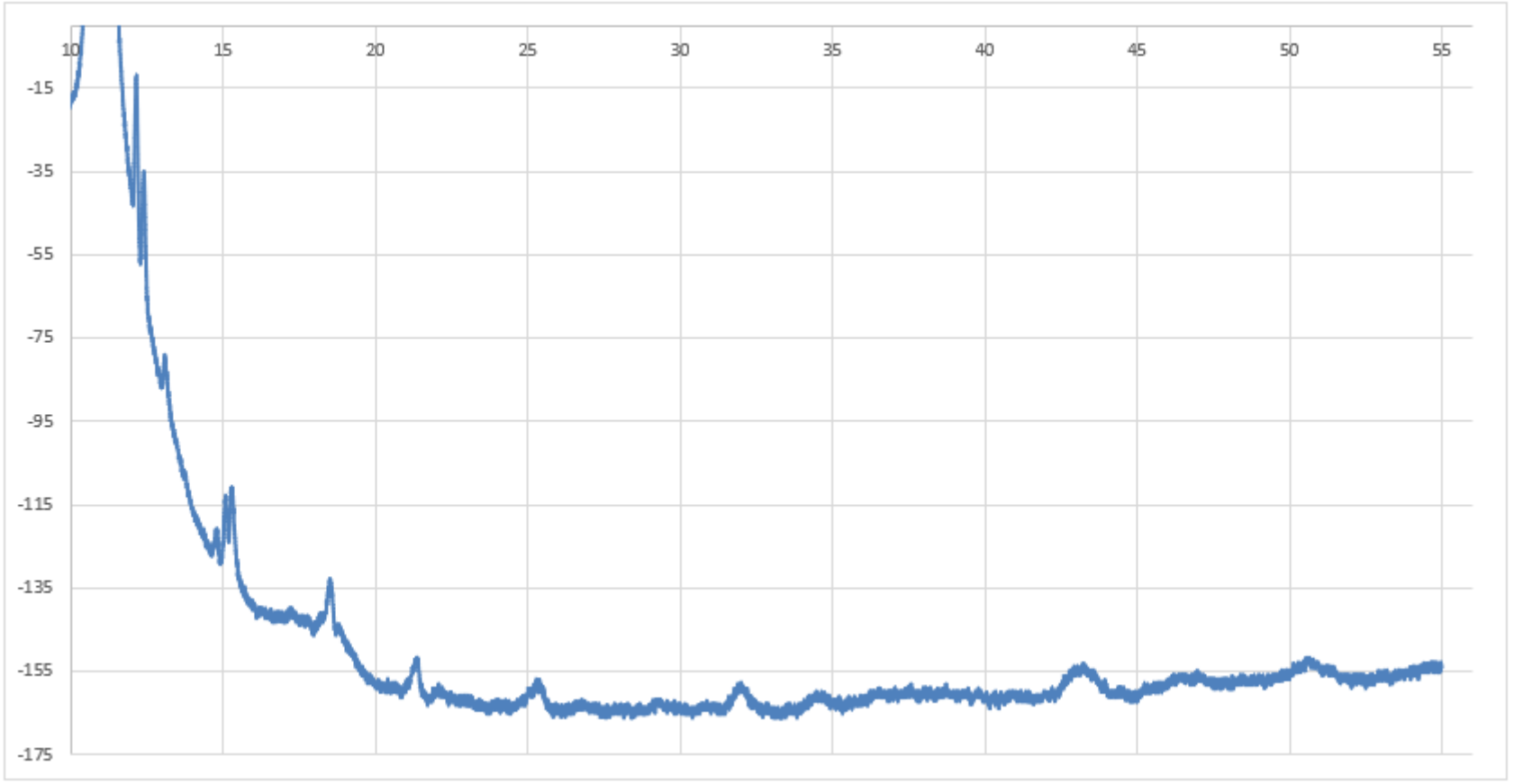
Şekil G. 75: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-6-numaralı deney



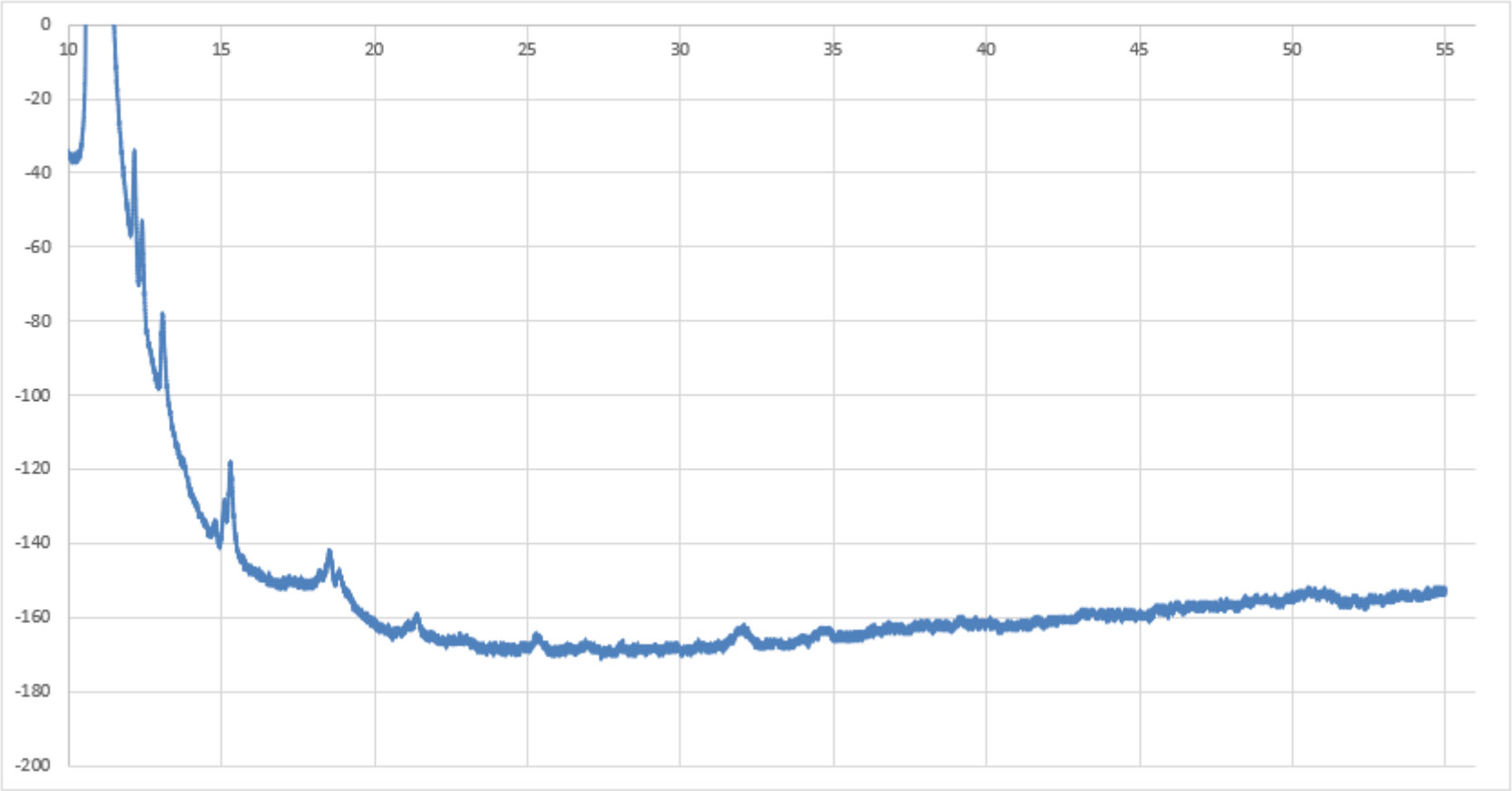
Şekil G. 76: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-7-numaralı deney



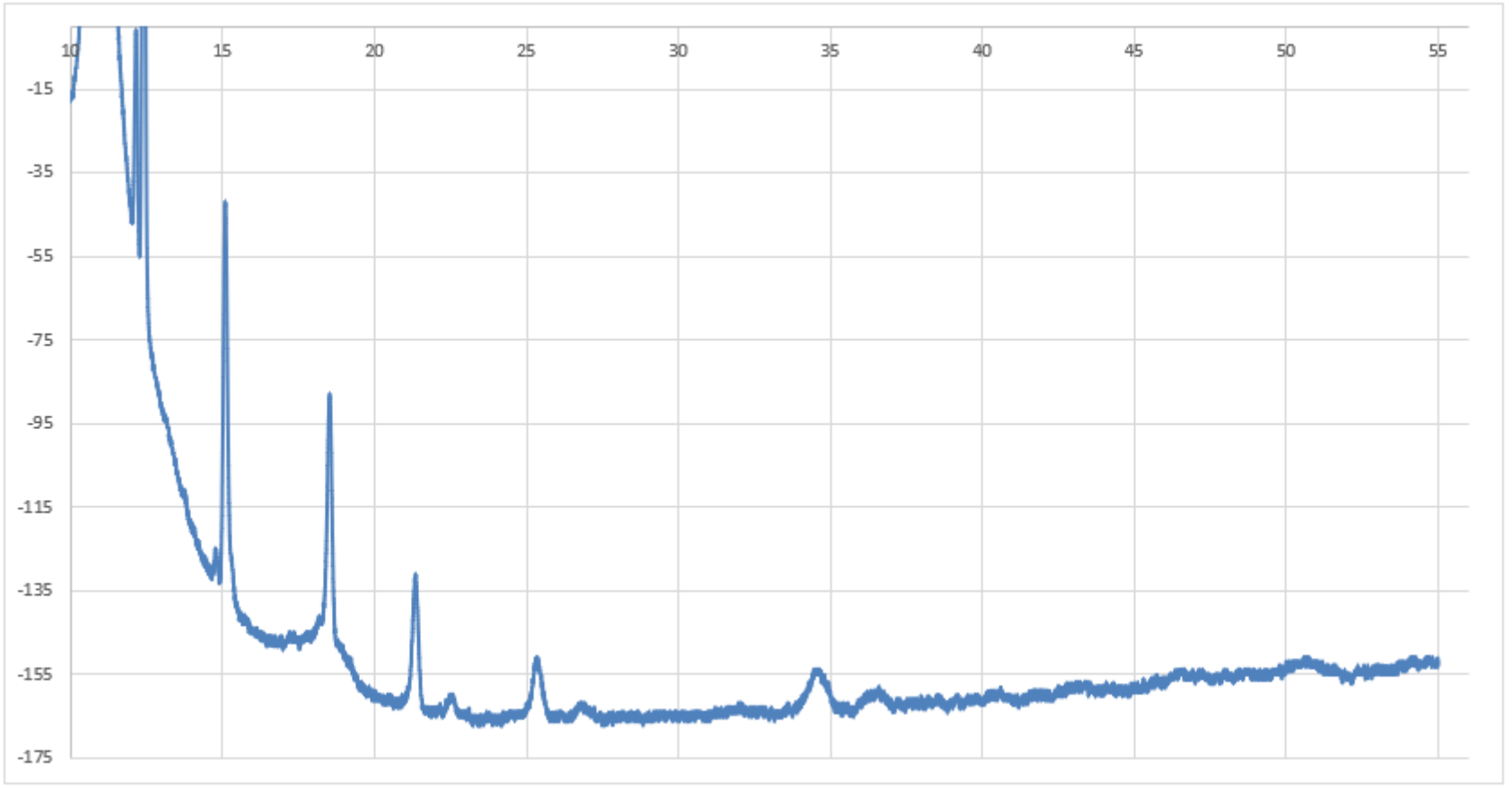
Şekil G. 77: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-8-numaralı deney



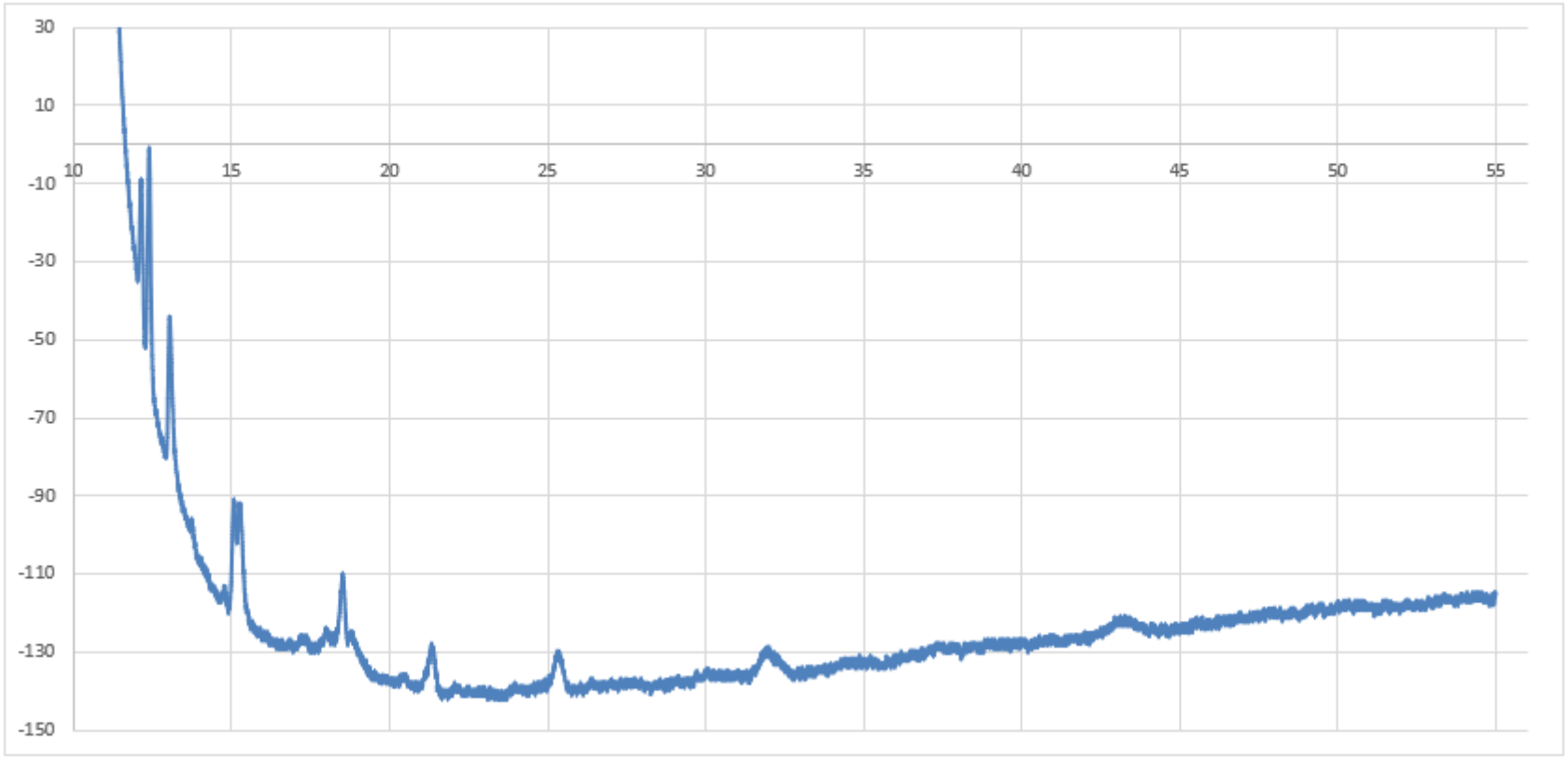
Şekil G. 78: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-9-numaralı deney



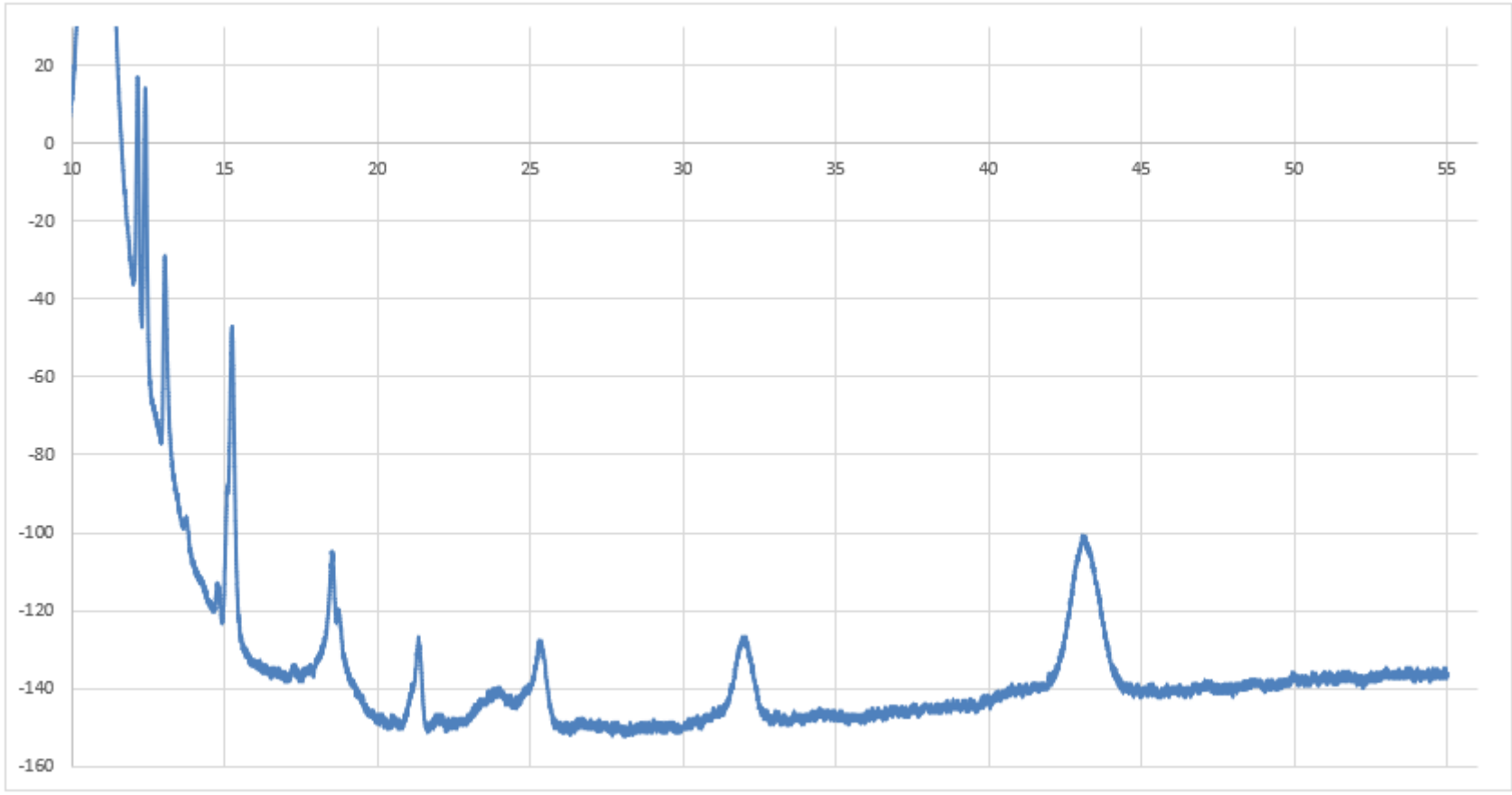
Şekil G. 79: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-10-numaralı deney



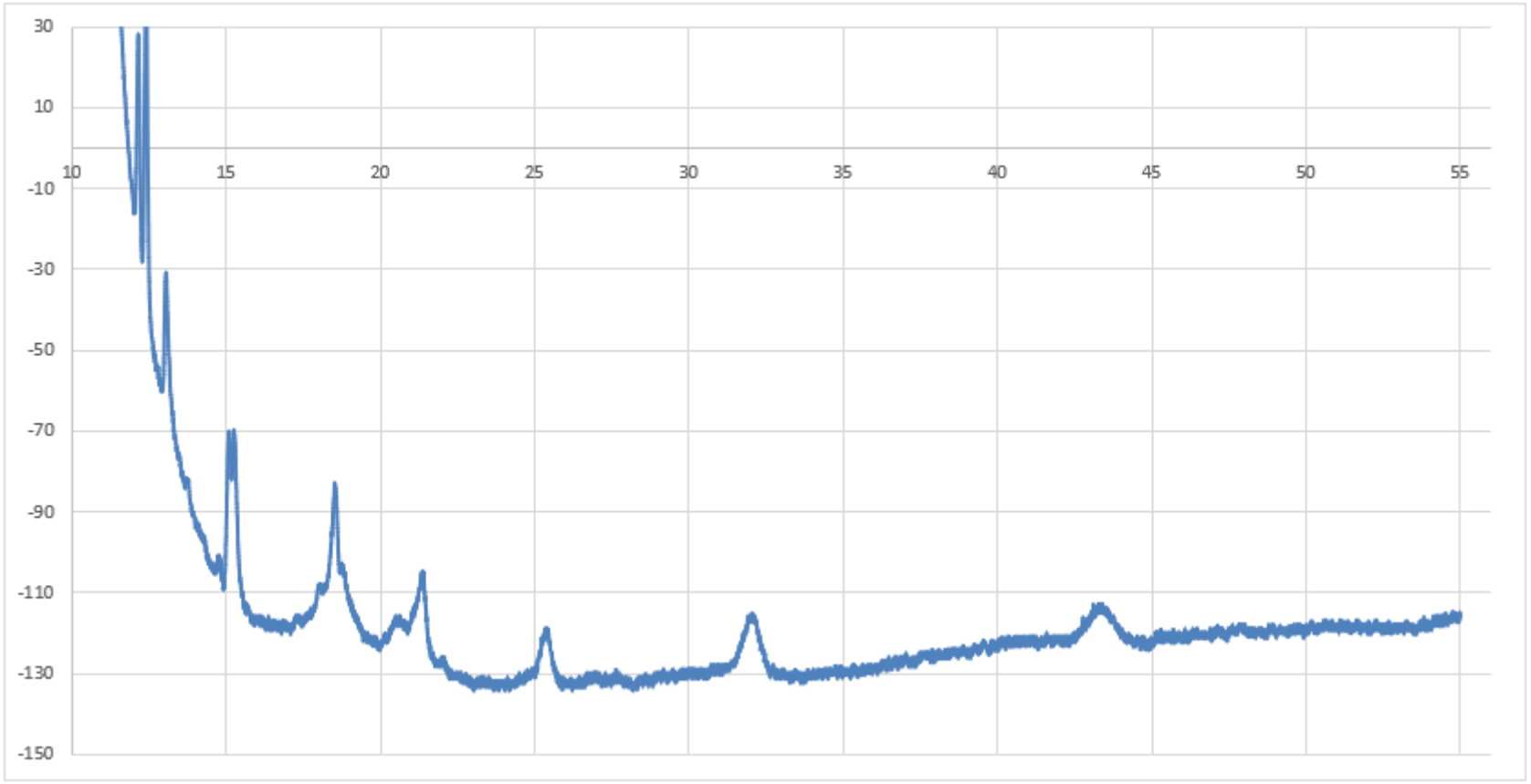
Şekil G. 80: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-11-numaralı deney



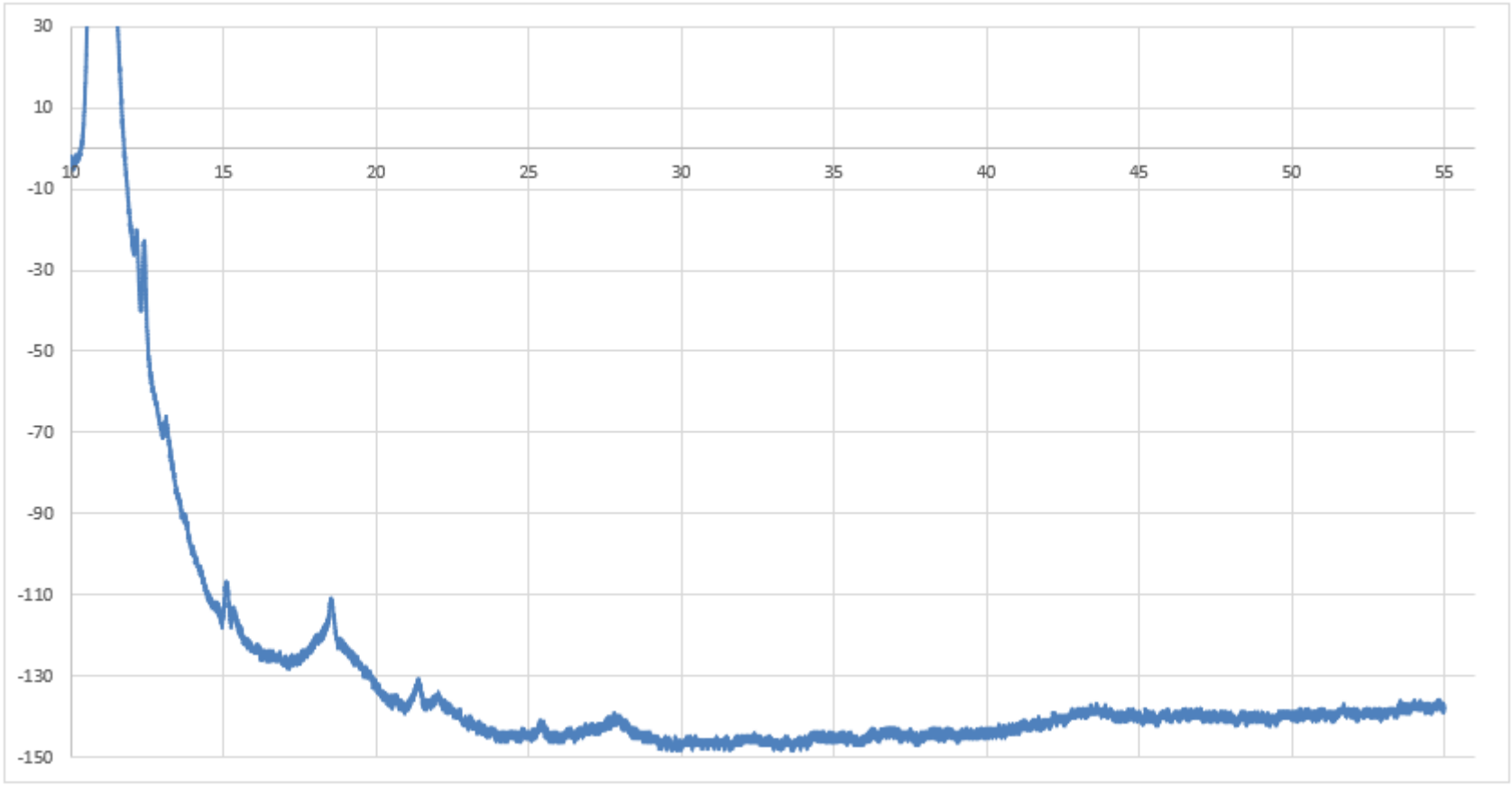
Şekil G. 81: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-12-numaralı deney



Şekil G. 82: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-13-numaralı deney



Şekil G. 83: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^+$ ürünleri-14-numaralı deney



Şekil G. 84: Akış Manipülasyonsuz Alternatif Besleme $C4^{+}$ ürünleri-15-numaralı deney

ÖZGEÇMİŞ



Ad-Soyad **: Sinan DÖNMEZ**

Doğum Tarihi ve Yeri **: 01/01/1995 GEBZE**

E-posta **:** snndnmz@hotmail.com

ÖĞRENİM DURUMU:

- **Lisans** **:** 2018, Bursa Teknik Üniversitesi, Mühendislik ve Doğa Bilimleri Fakültesi, Kimya Mühendsiliği
- **Yüksek Lisans** **:** 2020, Bursa Teknik Üniversitesi, Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı, Kimya Mühendisliği

MESLEKİ DENEYİM VE ÖDÜLLER:

- 05/2014 - 08/2014, Pulcra Kimya Sanayi ve Ticaret A.Ş-Yardımcı Personel
- 07/2015 – 09/2015, Pulcra Kimya Sanayi ve Ticaret A.Ş-Yardımcı Personel
- 08/2016 – 09/2016, BASF Türk Kimya Sanayi – Kalite Kontrol Stajyeri
- 08/2017 – 09/2017, Cargill-Alemdar Kimya Sanayi – Üretim Stajyeri
- 04/2018 – 11/2018, Tübitak 1001 Projesi(117M044- Fischer Tropsch Sentezinde ürün seçiciliği artırma-Hidrodinamik ve Reaksiyon Çalışması) - Bursiyer
- 11/2018 – 03/2020, Tübitak 1001 Projesi (118M391 - Fotokatalitik Metan Birleşmesi-Doğal Gaz'dan Önemli Hidrokarbonlara Geçiş) - Bursiyer
- 03/2020 – 11/2020, Admire-Tech Arge Danışmanlık Kimya Sanayi ve Ticaret Ltd. Şti., Üretim Mühendisi

DİĞER ESERLER, SUNUMLAR VE PATENTLER:

- Calcium Deficient Hydroxyapatite by Precipitation: Continuous process by vortex reactor and semi-batch synthesis, Ceramics International, 2020
- Photocatalytic degradation of Rhodamine 6G dye under UV irradation using Ce doped ZnO particles, 5th Anatolian School of Catalysis, 2019