



## 330 MW<sup>th</sup> ÇAN DOLAŞIMLI AKIŞKAN YATAKLI TERMİK SANTRAL KAZANININ HESAPLAMALI PARTİKÜL AKIŞKANLAR DİNAMİĞİ METODUYLA SAYISAL ANALİZİ

Barış GÜREL\*, Osman İPEK

Süleyman Demirel Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Makine Mühendisliği Bölümü, Isparta, Türkiye

Anahtar Kelimeler	Öz
<i>Dolaşımli akışkan yataklı kazan, Hesaplmalı partikül akışkanlar dinamiği, Yanma, Partikül hidrodinamik akışı, Sayısal analiz.</i>	Son yıllarda Türkiye linyitlerinin %88'ini oluşturan düşük kaliteli linyitlerin temiz ve verimli bir şekilde yakılabilmesini sağlayan en önemli yakma teknolojisi olarak CFBB (Dolaşımli Akışkan Yataklı Kazan) sistemleri öne çıkmaktadır. Bu çalışmada, çalışır durumda ve 330 MW <sup>th</sup> kapasitesindeki ÇTS (Çan Termik Santrali) CFBB sistemine ait otomasyon odasından alınan sınır koşulları ve yanma odası geometrik parametreleri dikkate alınarak, CFPD (Hesaplmalı Partikül Akışkanlar Dinamiği) metodu yardımıyla sistemin sayısal analizi gerçekleştirilmiştir. Analizlerde, yanma odasındaki basınç, sıcaklık, O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O ve SO <sub>2</sub> mol oranlarındaki değişimler incelenmiştir. Elde edilen analiz sonuçlarına göre, ÇTS kazan tabanındaki basıncın 108401 Pa, sıcaklığın 1093 K, mol oranları ise O <sub>2</sub> için 0,01, CO <sub>2</sub> için 0,04, H <sub>2</sub> O için 0,077 ve SO <sub>2</sub> için 0,005 olduğu gözlemlenirken, kazan çıkışındaki ise sıcaklığın 1015 K, mol oranlarının O <sub>2</sub> için 0,08, CO <sub>2</sub> için 0,05, H <sub>2</sub> O için 0,049 ve SO <sub>2</sub> için 0,003 olduğu görülmüştür. Sunulan çalışmada kapsamında,, pratik sonuçlarla oldukça uyumlu olduğu sayısal sonuçlar elde edilmiştir. Gerçekleştirilen matematiksel modellemede, yanma ve basınç özelliklerinin yanı sıra önemli emisyonlar ve partikül hidrodinamik akışı da modellenmiştir. Bu durum da CFPD metoduyla geliştirilen matematiksel modelin,akışım ve yanma prosesinin modellenmesinde çok büyük kolaylık oluşturduğunu göstermiştir. CFPD metoduyla doğrulanmış sayısal model kullanılarak, 0,5-100 MW <sup>th</sup> arasında değişen farklı kapasitede CFBB sistemlerinin tasarımları ve sınır koşullarının optimize edilebileceği sonucuna ulaşılmıştır.

## NUMERICAL ANALYSIS OF 330 MW<sup>th</sup> ÇAN POWER PLANT CIRCULATING FLUIDIZED BED BOILER BY COMPUTATIONAL PARTICLE FLUID DYNAMIC METHOD

Keywords	Abstract
<i>Circulating fluidized bed boiler, Computational Particle Fluid dynamics, Combustion, Particle hydrodynamic flow, Numerical analysis.</i>	CFBB (Circulating Fluidized Bed Boiler) systems that is foregoing as efficiency and enviromental combustion of the low quality lignites that have %88 in the Turkish lignites. In the present study, Çan TS numerical analysis were conducted by CFPD(Computational Particle Fluid Dynamics) method with it was reached that boundary conditions and geometrical knowledges of the Çan TS CFBB system by otomation and control room. Pressure, temperature, O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O and SO <sub>2</sub> mole fraction changing in the combustion chamber were investigated in the numerical analysis. In the study results, pressure, temperature, O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O and SO <sub>2</sub> mole fraction of the bottom of the furnace is relatively 108401 Pa, 1093 K, 0,01, 0,04, 0,077, 0,005 and pressure, temperature, O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O and SO <sub>2</sub> mole fraction of the exit of the furnace is relatively 103347 Pa, 1015 K, 0,081, 0,05, 0,049, 0,003. It is showed that very good compliance with numerical and practical results.Also, important emissions and particule hydrodynamic flow are modelled with combustion and pressure properties by improved mathematical model. It is showed that, mathematical model that is improved by CFPD method will have great benefits in modeling studies. As a result of the study,it is showed that optimizable of the small and large capacity(0,5-100 MW <sup>th</sup> ) of the CFBB systems with CFPD method using validated numerical model.

### Alıntı / Cite

Gürel B., İpek O., (2019). 330 MW<sup>th</sup> Çan Dolaşımli Akışkan Yataklı Termik Santral Kazanının Hesaplmalı Partikül Akışkanlar Dinamiği Metoduyla Sayısal Analizi, Mühendislik Bilimleri ve Tasarım Dergisi, 7(2), 441-451.

### Yazar Kimliği / Author ID (ORCID Number)

B.Gürel, 0000-0002-1780-2603  
O.İpek, 0000-0002-7069-1615

### Makale Süreci / Article Process

<b>Başvuru Tarihi / Submission Date</b>	16.10.2018
<b>Revizyon Tarihi / Revision Date</b>	11.01.2019
<b>Kabul Tarihi / Accepted Date</b>	21.02.2019
<b>Yayın Tarihi / Published Date</b>	26.06.2019

\* İlgili yazar / Corresponding author: barisgurel@sdu.edu.tr, +90-246-211-0805.

## 1. Giriş

Enerjide dışa bağımlılık dikkate alınarak, düşük kalitedeki ve yerli linyit kömürlerin enerji üretiminde kullanılabilmesini sağlayacak yerli yakma teknolojilerinin geliştirilmesinin önemi gün geçtikçe artmaktadır. Bu kapsamda, en temiz kömür yakma teknolojisi olarak bilinen ve özellikle NO<sub>x</sub> ve SO<sub>2</sub> açısından düşük emisyon değerlerine sahip olduğu ifade edilen CFBB sistemi dikkati çekmektedir. Yeni toz kömür yakma teknolojisi olarak da ifade edilen bu sistemde, özellikle yanma sonrası oluşan emisyon değerlerinin oldukça düşük olması nedeniyle bu sistemin yerleştirilmesi üzerindeki çalışmaları oldukça önemli hale getirmiştir. Diğer taraftan, 2019 yılı sonuna kadar, CO, NO<sub>x</sub> ve SO<sub>x</sub> emisyon limitlerinin sırasıyla, 200, 800 ve 1000 mg/Nm<sup>3</sup> olarak belirlenmiş(Directive 2010/75/EU of the European Parliament and of the Council of 24 November 2010, 2010) olması(AB LCP Direktifi, 2001), CFBB sistemi üzerinde yapılacak çalışmaların önemini daha da arttırmaktadır. Yapılan araştırmalara göre, son yıllarda Dünya genelinde CFBB sisteminin kullanılmasına yönelik eğilimin hızla arttığı görülmektedir.

## 2. Bilimsel Yazın Taraması

Giriş kısmında verilen bilgiler ışığında değerlendirildiğinde, özellikle son yıllarda, CFBB sistemlerinin sayısal ve deneysel olarak incelenmesiyle ilgili çalışmaların yapıldığı gözlemlenmektedir.

Özkan (2010) tarafından yapılan tez çalışmasında, yüksek ısı değerli kömürü kumda yakabilen, dikdörtgen paralel yüzlere sahip 0.3 MW<sub>th</sub> kapasiteli Dolaşimli Akışkan Yataklı Yakıcı(DAYY) üzerinden alınan ve deneysel verilerle geçerliliği ispatlanmış bir kazan modelinin, silindirik forma dönüştürülmesi, NO oluşum ve indirgenme reaksiyonlarıyla siklon, iniş borusu ve geri dönüş borusu vanası etrafındaki basınç düşüşünün belirlenmesine yönelik çalışmalar gerçekleştirmiştir. Araştırmacı bu model için yapmış olduğu öngörülerinin doğruluğunu, ODTÜ bünyesinde bulunan, düşük kalorili ve yüksek uçucu madde/sabit karbon oranına sahip yerli linyit kömürü yakabilen 150 kW<sub>th</sub> kapasiteli DAYY'a ait analiz ve ölçüm sonuçlarıyla kıyaslayarak test etmiştir. Sıcaklık ve basınç dağılımları ile gaz emisyonlarının öngörülen ve ölçülen değerleri arasında karşılaştırmalar yapılmış olumlu sonuçlar elde edilmiştir. Model üzerinde basınç doğrulmasıyla elde edilen sonuçların, seyrek tanecikli bölgede, katı parçacık miktarının yukarı yönlü azalmasının belirlenmesinde kullanılacak korelasyonlar üzerinde etkili olduğu ortaya konulurken, NO emisyonuna ait öngörülerin doğrulanması ise kömürdeki azotun kok azotuna ve uçucu azota oranına ve seyrek tanecikli bölgedeki oksijen içeriğine güçlü bir şekilde bağlı olduğunu gösterilmiştir(Özkan, 2010).

Pandey ve Kumar (2011) tarafından yapılan çalışmada, CFBB' de kömürün yanması incelenmiştir. Farklı akışkanlaşma hızlarında, yatak içerisindeki sıcaklığın ve basıncın değişiminin araştırıldığı çalışmada, standart k- ε iki fazlı türbülans metodu, Discrete Phase ve non-premixed modelleri kullanılarak kömürün yanmasını modellenmiştir. Ölçeklendirilmiş Varyans yapısı boyunca minimum ortalama yoğunluk ve maksimum ortalama karışım oranı değerleri gözlemlenmiştir (Pandey ve Kumar, 2011).

Weng ve Plackmeyer (2011) tarafından gerçekleştirilen çalışmada, Barracuda CPFD programı ile yapılan 3D(üç boyutlu) sayısal analizlerde, Duisburg Dolaşimli Akışkan Yataklı Santrali kazanından alınan deneysel sonuçlar karşılaştırılmış, sonuçların çok uyumlu olduğunu ortaya konulmuştur. Bu sonuçlar dikkate alınarak, Barracuda CPFD programının gelecekteki optimizasyon çalışmalarında ,akışkan yatakta hidrodinamik, sıcaklık ve emisyon değerlerinin belirlenmesinde önemli bir araç olduğu belirtilmiştir (Weng ve Plackmeyer, 2011).

Feng v.d. (2012) tarafından yapılan çalışmada, Ansys-Fluent programında Eulerian-Eulerian metodu kullanılarak laboratuvar ölçekli içten dolaşimli akışkan yataklı sistemde, gaz-katı akışının 2D CFD modellemesi yapılmıştır. Yapılan çalışma, yatak malzemesi olan kumun akışkan yatakta, farklı geometrilerde zamana göre hacimsel dağılımını gösterilmişler, kumun farklı akışkanlaşma hızında farklı akım çizgilerinde dolaşım yaptığı belirlenmiştir(Feng vd., 2011).

Gasparini vd. (2012), CFBB sistemini kullanarak kömürün yanması sonucu oluşan baca gazı miktarının azaltılması için çalışmalar yapmışlardır. CFBB sistemiyle baca gazlarının azaldığını yaptığı deneylerde göstermiş ,kazan içerisinde sıcaklık ile baca gazı miktarı arasındaki ilişkiyi tanımlayan korelasyonlar türetmişlerdir(Gasparini vd., 2012).

Jiang v.d. (2014) tarafından yapılan çalışmada, büyük ölçekli CFBB boylerlerinin dizayn ve performansını arttırmak CPFD ve Electric Capacitan Cetomography(ECT) metotlarını kombine ederek altı siklon ayırıcılı CFBB sisteminde gaz-katı hidrodinamik davranışını incelemek için yeni bir yaklaşım geliştirilmiştir. Dizayn ve performans artırma çalışması, CFBB sisteminin simülasyonu CFBB akışkanlaştırıcısının tasarımını, taşıma borusu ve U döngü borusunun dizaynını içermektedir. CPFD simülasyonunu için taşıma borusunun dışına 8 adet elektrot monte edilerek ECT metodu ile taşıma borusundaki partikül konsantrasyonunu ölçülmüştür.

Bu çalışmada araştırmacılar, CPFD simülasyon analizleri ile deneysel sonuçların karşılaştırılmasında anahtar parametrelerin, basınç, partikül dolaşımı ve farklı pozisyonlardaki akış hızı olduğunu

belirtmişlerdir. CPFD simülasyonları altı paralel siklondaki gaz-partikül akışının üniform olmadığını göstermiştir. 4 siklonda, akışkanlaştırıcı kolonu bağlayan köşedeki partikül konsantrasyonun diğerlerinden daha yüksek olduğu gösterilmiş, siklon bölgesinin ve siklona giriş açısının optimize edilmesi gerektiği belirtilmiştir. Bu tespitten hareket edilerek sistem optimize edilmiştir. Bu çalışma süper kritik basınçtaki CFBB sistemlerinde siklon separatör düzeninin optimize edilmesi için CPFD simülasyonu ve ECT ölçümünün kullanılabilirliği gösterilmiştir(Jiang vd., 2014).

Gan vd. (2016), yaptıkları çalışmalarında, elipsoid partiküllerin akışkan yatakta ısı transferini CFD-DEM metodunu kullanarak incelemişlerdir. Elde edilen sonuçlara göre, partikül geometrisinin yatağın efektif termal iletkenliğini önemli ölçüde etkilediği belirtilmiştir. Elipsoit geometri partiküllerin daha düşük taşınım katsayısına sahip olduğu, bunun yanı sıra iletim katsayısının ise daha yüksek olduğu, elipsoit belirtilmiştir(Gan vd., 2016).

Gül ve Özdoğan (2016), yaptıkları çalışmada, CFBB sisteminde ejektör tipi partikül sirkülasyon sisteminin sayısal ve deneysel analizini yapmışlardır. Çalışma ile deneysel sonuçlardan yeni bir yarı ampirik model önerilmiş, bu modelle tahmin edilen ejektör performansı CFD analizlerinden elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır. Deneysel sonuçlara göre, partikül sütununda, aynı miktardaki gaz akışına göre daha yüksek basınç düşüşü ortaya çıktığı belirtilmiştir. CFD analizlerinde ejektör tarafından oluşturulan vakum basıncının gaz akışına ait kütleli debisinin artışıyla doğrusal olarak arttığı belirtilmiştir(Gül ve Özdoğan, 2016).

Farid vd. (2017) tarafından yapılan çalışmada, endüstriyel ölçekli 340 MW<sub>e</sub> kapasitesindeki CFBB sistemli yakıcıda kömür besleme konumları ve kömür besleme oranlarının partikül transport hidrodinamiği ve yanma prosesinin etkileri 3D sayısal analizleri yapılmıştır. Bu kapsamda gerçekleştirilen, simülasyonlarda, DDPM(Dense Discrete Phase Model) kullanılmıştır. Çalışmada iki farklı kömür besleme pozisyonu ve kömür besleme oranı üzerinde araştırmalar gerçekleştirilmiştir. Elde edilen sonuçlarla, tasarımdaki değişimlerle yakıcının üst bölgelerinde ısı transferinin artırıldığı gösterilmiştir (Farid vd., 2017).

Kraft vd. (2017) tarafından yapılan çalışmada, 8 MW<sub>th</sub> kapasitedeki endüstriyel ölçekli ikili akışkan yataklı buhar gazlaştırma sisteminin CPFD metoduyla simülasyonu yapılmıştır. Yapılan çalışmada hidrodinamik tahminlerin seçilen EMMS (Energy-Minimization Multi-Scale) sürüklenme metoduna güçlü bir şekilde bağlı olduğunu, bu metotla yapılan tahminlerin yataktaki malzeme sirkülasyonu ve basınç düşüşü için deneysel sonuçlara en yakın sonuçları verdiği belirtilmiştir. Yapılan araştırmalara

göre, CPFD metodunun gelecekte endüstriyel boyuttaki ikili akışkan yatak sistemlerinin tasarımı ve analizinde etkili bir metot olacağı belirtilmiştir. Bu metodun, sıcaklık, basınç ve gaz kompozisyonunun tahminlerinin çok iyi bir araç olduğu gösterilmiştir(Kraft vd., 2017).

Literatürde yapılan çalışmalar değerlendirildiğinde, faal durumdaki CFBB sistemlerinin sayısal analiziyle ilgili detaylı bir çalışmanın yapılmadığı gözlemlenmiştir.

Analiz doğrulamayı da amaçlayan bu yeni çalışmada, sıcaklık, basınç, debi ve emisyon parametreleri ve bunlara ait sınır koşulları dikkate alınarak faal durumdaki 330 MW<sub>th</sub> kapasiteli ÇTS CFBB sisteminin yanma odası geometrisi için CPFD metoduna dayanan analiz çalışmaları yapılmış, sisteme ait pratik sonuçlar ile sayısal sonuçlar karşılaştırılmıştır. Elde edilen sonuçlara göre, sayısal analiz sonuçları ile pratik sonuçların uyumlu olduğu sonucuna ulaşılmıştır. ÇTS CFBB sistem geometrisi, sınır koşulları ve kazan içerisinde oluşan sıcaklık ve basınç parametreleri santralin otomasyon odasından alınmıştır.

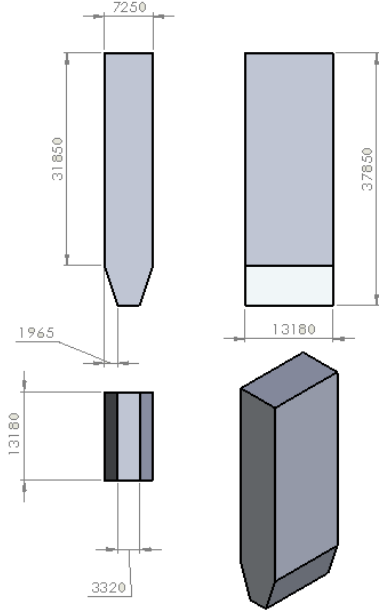
### 3. Materyal ve Yöntem

#### 3.1. ÇTS CFBB Geometrisi ve Sayısal Analizlerde Kullanılan Sınır Koşulları

ÇTS üzerinde yapılan bu araştırmada otomasyon odasından alınan sistem geometrisi ve sınır koşulları dikkate alınarak ilk tasarımla kazan içerisindeki akışın sayısal analizi yapılmıştır.

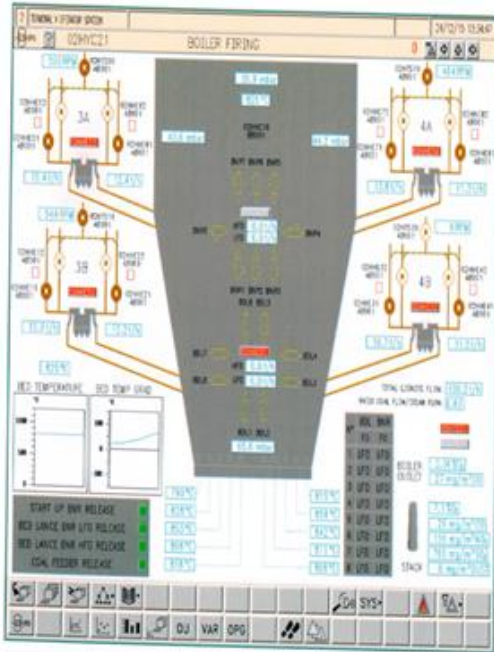
ÇTS kazan geometrisi ve otomasyon odasındaki sınır koşulları şeması sırasıyla Şekil 1 ve Şekil 2(a)'da gösterilmiştir. Bunun yanı sıra, ÇTS'de kullanılan kömürün proksimite ve elementel analiz değerleri, sayısal analizde kullanılan sınır koşulları ile CO, CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub> ve SO<sub>x</sub> molar oranlarının belirlenmesi için kullanılan reaksiyonlar, kullanılan yatak malzemesi, ve partikül çapı sırasıyla, Tablo 1'de, Tablo 2 ve Tablo 3 ve Tablo 4'te verilmiştir.

Kum-gaz ve kömür arasındaki hareketi modellemek için EMMS-Yang 2004 modeli kullanılmıştır. Geliştirilmiş bu sürüklenme modeli son yıllarda yaygın olarak kullanılmaktadır. Bu modelde kullanılan denklemler Tablo 5'te verilmiştir.



Şekil 1. ÇTS CFBB sistem geometrisi

Şekil 1'de verilen ÇTS CFBB sistem geometrisinde görüldüğü gibi kazanın taban boyu 13,18 m, kazanın taban eni 3,32 m olarak ölçülmüştür. Yanma odası sonuna kadar uzanan kazan yüksekliği 6m, yanma odası sonunda kazan eni 7,25 m kazanın toplam yüksekliği ise 37,85 m'dir. ÇTS otomasyon odasından alınan bilgilerde toz dolaşım sistemi geri dönüş hattında bulunan siklon, seal-pot ve geri dönüş borusu geometrileri hakkında yeterli bilgi elde edilememiştir. Bununla birlikte, mevcut veriler kullanılarak kazan içi analizi yapılabilmektedir.



Şekil 2. ÇTS otomasyon odasındaki yanma odası sınır koşullarının otomasyon şeması

Şekil 2'de ÇTS Otomasyon odası sınır koşulları şemasında görüldüğü gibi, kazan içine gönderilen toplam hava miktarı 542,6 ton/h'tir. Bu havanın 229,5 ton/h'lik kısmı primer akışkanlaştırıcı gören 129 mbar basınçtaki primer havadan oluşmaktadır. Geriye kalan 312,9 ton/h'lik kısmı yanma odası kısmına farklı portlar'dan gönderilen sekonder havadan oluşmaktadır. Bununla birlikte, aynı şekilde verildiği gibi, ÇTS yanma odasına linyit kömürü seal-potlardan yatak malzemesi ve kireç taşı ile karıştırılarak beslenmektedir. Beslenen toplam linyit kömürü debisinin 109,2 ton/h olduğu görülmektedir. Bunun yanı sıra, Şekil 3'de görüldüğü gibi, kazan içerisindeki basınç değerlerinin kazan tabanında bulunan akışkanlaştırıcılardan sonra yatak tabanında 65,6 mbar, seal-potundan sonra yaklaşık 8 m yükseklikte 44 mbar ve kazanın orta noktalarında ise 20,9 mbar değerini aldığı görülmektedir.

Tablo 1.Çan linyit kömürüne ait proksimite ve elementel analiz sonuçları

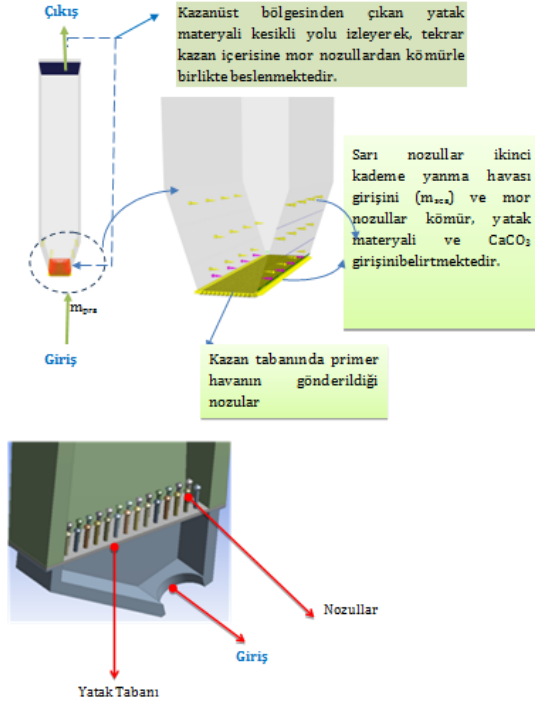
Elementel Analiz(%)	
C (Carbon) Kütle Oranı	72,9
H (Hydrogen) Kütle Oranı	5,76
O (Oxygen) Kütle Oranı	11,7
N (Nitrogen) Kütle Oranı	2,1
S (Sulphur) Kütle Oranı	7,54
Proksimite (Yaklaşık) Analiz( Kuru ve Külsüz) (%)	
Sabit Karbon Kütle Oranı	30,05
Uçucu Madde Kütle Oranı	28,79
Kül Kütle Oranı	26,9
Nem Kütle Oranı	14,26

Tablo 1'de Çan linyiti kömürünün elementel ve proksimite içeriği verilmiştir.

Tablo 2. ÇTS kazanı sayısal analizinde kullanılan sınır koşulları

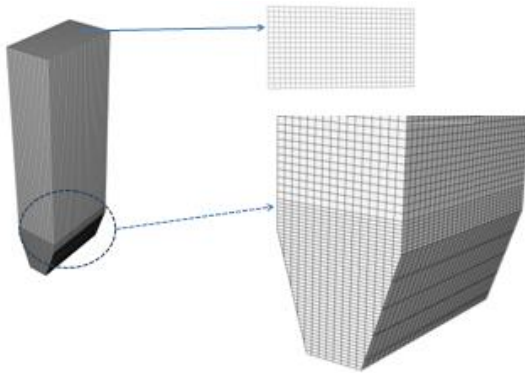
Primer(Akışkanlatıcı) Debisi(kg/s)	Hava	Kütle Oranı	63,75
Sekonder Hava Kütle Oranı(kg/s)			86,91
Primer ve Sekonder Hava Sıcaklığı (K)			513,15
Yatak Materyali Sıcaklığı (K)			1123
Kömür Kütle Oranı(kg/s)			30,33
Kazan Beslenen Kireç Miktarı(CaCO <sub>3</sub> ) (kg/s)			10
Kömür ve Kireç(CaCO <sub>3</sub> ) Sıcaklığı (K)			300 K
Kazan Çıkış Basıncı (mbar)			20,9
Kazan Tabanında Proses Başlamadan Önce Bulunan Yatak Materyali Yüksekliği (m)			1

Tablo 2'de verilen, ÇTS otomasyon odasından alınan değerler kullanılarak sayısal analizler yapılmıştır. Tablo 2'de verilen sınır koşulları dikkate alınarak CFBB sistemine ait analizlerde kullanılan geometrik sınır koşulları geometrinin ağ yapısı sırasıyla Şekil 3 ve Şekil 4'te verilmiştir.



Şekil 3. ÇTS CFBB sistemi sınır koşulları

Tablo 2'de verilen verilen ve ÇTS otomasyon biriminden alınan sınır koşullarına göre, kazan girişindeki primer hava debisi 63,75 kg/s ve sıcaklığı 513,15 K'dir. Kazan tabanında bulunan 720 tane nozulla havanın homojen olarak CFBB yatağına gönderildiği görülmektedir. Yakıt 0,33 kg/s kütleli debide ve 300 K sıcaklıkta kazan tabanının 1 m üzerindeki iki giriş noktasından 1 m/s hızla beslenmektedir. Kazan tabanına göre 2 m yükseklikteki sağ ve sol kazan duvarlarında bulunan iki giriş noktasından 86,91 kg/s debisinde ve 513,15 K sıcaklıkta sekonder hava gönderilmektedir.



Şekil 4. Çan CFBB sistemine ait sayısal ağ yapısı

Şekil 4'te görüldüğü gibi, sayısal analizlerde kullanılmak üzere oluşturulan Çan CFBB sistemine ait ağ yapısı 400000 dörtgen ağ elemanından oluşmaktadır. Kazanın genişleyen taban kısmının sayısal ağ yapısı diğer kısımlara göre oldukça daha sık olacak şekilde ağ yapısı oluşturulmuştur. Dörtgen elemanlardan oluşan sayısal ağ yapısı doğru çözümlere ulaşmak için en uygun ağ yapısı olarak belirlenmiştir.

Tablo 3. Sayısal analizlerde kullanılan kimyasal reaksiyonlar

Kimyasal Reaksiyon	Reaksiyon Oranı
$C_{0.02} H_{5.44} O_{1.1958} S_{0.1677} + 1,04O_2 \rightarrow 0,02CO_2 + 2,72H_2O + 0,0979N_2 + 0,1677SO_2$	0,05T $e^{(-5500/T)} ((s^{-1})$ CPFD Barracuda User Guide, 2015)
$2C_{(s)} + O_2 \rightarrow 2CO$	$4,34 \cdot 10^7 \cdot T \cdot \theta_c \cdot \theta_f \cdot (N_p/V_{cell})^{-1} \cdot e^{(-13590/T)} [O_2] [mol \cdot s^{-1}]$ (Güngör ve Eskin, 2008)
$CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO_2$	$2,238 \cdot 10^8 \cdot e^{(-5031/T)} [CO]^{0,25} [H_2O]^{0,5} [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Güngör ve Eskin, 2008)
$H_2 + 0,5 O_2 \rightarrow H_2O$	$7,9 \cdot 10^{10} \cdot e^{(-17614/T)} [H_2] [O_2]^{0,5} [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Ducarne vd., 1998)
$HCN + 0,5 O_2 \rightarrow CNO$	$2,14 \cdot 10^5 \cdot e^{(-10000/T)} [HCN] [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Güngör ve Eskin, 2008; Ducarne vd., 1998)
$CNO + 0,5 O_2 \rightarrow NO + CO$	$(k_1 [O_2] [HCN]) / (1 + \frac{k_2}{k_1} [NO]) [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Güngör ve Eskin, 2008; Ducarne vd., 1998)
$CNO + NO \rightarrow N_2O + CO$	$(k_1 [O_2] [HCN]) \cdot (\frac{k_2 [NO]}{1 + \frac{k_2}{k_1} [NO]}) [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Güngör ve Eskin, 2008; Ducarne vd., 1998)
$N_2O + C_{(s)} \rightarrow N_2 + CO$	$2,9 \cdot 10^9 \cdot e^{(-16983/T)} (N_p/V_{cell})^1 [N_2O]^n d_c^2 [mols^{-1}]$ (Liu vd., 2005)
$N_2O + CO \rightarrow N_2 + CO_2$	$5,01 \cdot 10^{13} \cdot e^{(-4,4 \times 10^4 / RT)} [N_2O] [CO] [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Liu vd., 2005)
$N_2O + 0,5 O_2 \rightarrow N_2 + O_2$	$1 \times 10^{14} \cdot e^{(-2,8 \times 10^4 / RT)} [N_2O] [O_2]$ (Kilpinen vd., 2002)
$NO + C_{(s)} \rightarrow 0,5N_2 + CO$	$5,85 \cdot (N_p/V_{cell})^1 [NO]^n d_c^2 [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Ducarne vd., 1998)
$NO + 0,5 C_{(s)} \rightarrow 0,5N_2 + 0,5CO_2$	$1,3 \times 10^{15} \cdot e^{(-17111/T)} (N_p/V_{cell})^1 [NO]^n d_c^2 [mol \cdot s^{-1}]$ (Kilpinen vd., 2002)
$NO + CO \rightarrow 0,5 N_2 + CO_2$	$1,15 \times 10^7 \cdot e^{(-22800/T)} m_c \cdot NO^{0,39} [CO]^{0,53} [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Johnson ve Dam-Johansen, 1991; Duo vd., 1992)
$NH_3 + 1,25 O_2 \rightarrow NO + 1,5 H_2O$	$2,73 \times 10^{14} \cdot e^{(-38160/T)} [NH_3] [O_2] [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Kilpinen vd., 2002; Duo vd., 1992)
$NH_3 + 0,75 O_2 \rightarrow 0,5 N_2 + 1,5 H_2O$	$(3,38 \times 10^7 \cdot e^{(-10000/T)} [NH_3] [O_2]) / ([O_2] + 0,054) [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Güngör ve Eskin, 2008; Ducarne vd., 1998)
$NO + NH_3 + 0,5 O_2 \rightarrow N_2 + 1,5 H_2O$	$1,1 \times 10^{12} \cdot e^{(-27680/T)} \sqrt{[O_2]} \sqrt{[NH_3]} \sqrt{NO} [mol \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$ (Johnson ve Dam-Johansen, 1991; Duo vd., 1992)
$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$	$6,078 \cdot 10^7 \cdot (P_e - P_{CO_2}) / P_e \cdot e^{(-205000/(RT))} [mol \cdot s^{-1}]$ (Dennis ve Hayhurst, 1990; Borgwardt vd., 1987)
$CaO + SO_2 + 0,5 O_2 \rightarrow CaSO_4$	$14,9 \sigma [SO_2] S [mol \cdot s^{-1}]$ (Dennis ve Hayhurst, 1990; Borgwardt vd., 1987)
$k = 2,14 \times 10^5 \cdot e^{(-10000/T)}$ , $\frac{k_2}{k_1} = 1,02 \times 10^9 \cdot e^{(-25460/T)}$ , $\sigma = \frac{K_s d_{CaCO_3}}{6De}$ , $K_s = 0,02 \cdot e^{(-\frac{38000}{RT})}$ , $D_e = 1,18 \times 10^{-5} \cdot e^{(-\frac{33000}{RT})}$	

Tablo 3'te verilen reaksiyonlar kullanılarak CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, SO<sub>x</sub> ve NO<sub>x</sub> emisyonları sayısal olarak modellenmiştir. Bu reaksiyonlarda kullanılan m<sub>c</sub>, karbonun kütle debisini, m<sub>kül</sub>, külün kütle debisini, P<sub>e</sub>, CO<sub>2</sub>'in dengeli kompozisyon basıncını ve P<sub>CO<sub>2</sub></sub>, CO<sub>2</sub>'in kısmi basıncını, S, kireç BET (Brunauer, Emmett and Teller)-yüzey alanını, σ ise bir katsayıyı belirtmektedir. S, kireç BET-yüzey alanı (Chen vd., 2012)'nin çalışmasından 0.4 m<sup>2</sup>/gr olarak alınmıştır.

$$\sigma = \frac{K_s d_{CaCO_3}}{6De} \quad (1)$$

Denklem 1'de verilen K<sub>s</sub> ve D<sub>e</sub> (Dennis ve Hayhurst, 1990; Borgwardt vd., 1997)

$$K_s = 0,02 \exp\left(-\frac{38000}{RT}\right), D_e = 1,18 \times 10^{-5} \exp\left(-\frac{33000}{RT}\right)$$

olarak verilmiştir.

**Tablo 4.** Kazan içerisinde kullanılan kömür, yatak malzemesi ve kireç(CaCO<sub>3</sub>)'in özellikleri

Partikül Tipi	Çan Linyiti	Yatak Malzemesi	Kireç
Yoğunluk(kg/m <sup>3</sup> )	1479,54	2598,4	2711
Partikül Çapı (m)	0,002	60 x 10 <sup>-6</sup>	200 x 10 <sup>-6</sup>

Tablo 4'te görüldüğü gibi, Çan otomasyon biriminden alınan bilgilere göre, analizlerde linyit yakıtın ortalama partikül çapı 0,002 m , yatak malzemesi partikül çapı 60 x 10<sup>-6</sup> m ve kireç partikül çapı ise 200 x 10<sup>-6</sup> olarak alınmıştır. Analizlerde, yanma prosesi rejime ulaştığında, yanmış kömürün 60 µ çapındaki külünün yatağa beslendiği dikkate alınmıştır. Bunun yanı sıra, ÇTS otomasyon birimi tarafından, yatağa beslenmesi gereken kirecin 200 µ çapında olması gerektiği ifade edilmiştir. Yapılan sayısal analizlerde de bu koşullar dikkate alınmıştır.

### 3.2. Sayısal Analiz Yöntemi

Sayısal analizlerde, gaz-katı karışımına ait çok fazlı bir akışın analiz edilebilmesi için MP-PIC(Multiphase-Particle In Cell) metodu kullanılmıştır. Bu metotta, gaz fazı için kütle ve momentum hesaplamaları için kullanılan bağıntılar sırasıyla Denklem 2 ve Denklem 3'te verilmiştir (Williams, 1985; Batchelor, 1988; Gidaspow, 1994; Karimipour ve Pugsley, 2012).

$$\frac{\partial(\theta_f \rho_f)}{\partial t} + \nabla(\theta_f \rho_f u_f) = 0 \quad (2)$$

$$\frac{\partial(\theta_f \rho_f)}{\partial t} + \nabla(\theta_f \rho_f u_f) = -\nabla P + \nabla \cdot [\theta_f \mu_f \nabla u_f] + \nabla \cdot [\theta_f \mu_f (\nabla u_f)^T] - \nabla \cdot \left\{ \frac{2}{3} \theta_f \mu_f \nabla \cdot u_f \right\} - F \quad (3)$$

Denklem (2) ve Denklem (3)'te verilen parametrelerden,  $u_f$ ,  $\rho_f$  ve  $P$  sırasıyla, akışkanın, hızını, yoğunluğunu ve basıncını ifade ederken,  $\theta_f$  akışkan hacimsel oranını ve  $g$  yerçekimi ivmesini ifade etmektedir.  $F$  ise akışkan(baca gazı) ve partikül fazı arasında, birim hacimdeki momentum değişim oranını belirtmektedir. Liouville eşitliği kullanılarak zamana bağlı partikül dağılım fonksiyonu Denklem 4'te verilmiştir(Williams, 1985; Karimipour ve Pugsley, 2012).

$$\frac{\partial f}{\partial t} + \nabla_x (f u_p) + \nabla_{u_p} (f A) = 0 \quad (4)$$

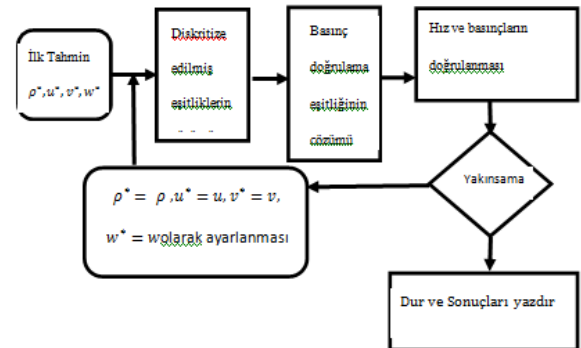
Denklem 4 ve 5'te verilen parametrelerden  $x$ ,  $u_p$ ,  $\rho_p$ ,  $V_p$  sırasıyla, partikül pozisyonunu, hızını, yoğunluğunu ve, hacmini ifade etmektedir. Bu denklemde verilen  $A$ , ortalama partikül ivmesi ( $du_p/dt$ ) olarak tanımlanmakta, Denklem 5'te verilen bağıntı ile hesaplanmaktadır(Karimipour ve Pugsley, 2012).

$$A = \frac{1}{\rho_p} D (u_f - u_p) - \frac{1}{\rho_p} \nabla_x P + g - \frac{1}{\theta_p \rho_p} \nabla_x \tau \quad (5)$$

Denklem (5)'te verilen parametrelerden,  $\theta_p$ , partikül hacimsel oranını,  $D$  sürüklenme katsayısını ve  $\tau$  partiküller arasındaki kayma gerilmesini belirtmektedir. Tablo 5'te denklemleri verilen EMMS-Yang 2004 Sürüklenme Modeliyle kömür, yatak malzemesi ve kireç partikülleri üzerindeki akışkan sürüklenme kuvveti bulunmakta ve CFBB sistemi içerisindeki partikül ve gaz hidrodinamik akışın karakteristiğini belirleyen hız, sürüklenme kuvveti ve partikül hacimsel oranı değerleri belirlenmektedir. Tablo 5'te verilen  $F_p$ , partikül sürüklenme kuvvetini,  $f_e$ , Reynolds sayısı, akışın hacimsel oranı ( $\theta_f$ ) ve  $c_0$ 'dan  $c_{14}$ 'e kadar,  $n_0$  ve  $\omega$  model sabitlerine bağlı bir fonksiyonu,  $m_p$ , partikül kütlelerini,  $\mu_f$ , akışkan viskozitesini,  $r_p$ , partikül çapını,  $u_p$ , partikül hızını,  $u_f$ , akışkan hızını,  $\rho_p$ , partikül yoğunluğunu,  $\rho_f$ , akışkan yoğunluğunu belirtmektedir.

**Tablo 5.** EMMS-Yang2004 sürüklenme modeli (Yang vd., 2004)

$F_p = m_p D (u_f - u_p)$	
$D = 4.5 \frac{\mu_f}{\rho_p r_p^2} f_e$	
$f_e = \begin{cases} \frac{1}{18 \theta_f} \left( c_0 \frac{\theta_p}{\theta_f} + c_1 Re \right) \theta_f < 0.74 \\ (c_2 + c_3 Re^{n_0}) \omega \theta_f \geq 0.74 \text{ ve } Re < 1000 \\ c_4 \frac{Re}{24} \omega \theta_f \geq 0.74 \text{ ve } Re \geq 1000 \end{cases}$	
$\omega = \begin{cases} c_5 + \frac{c_6}{4(\theta_f + c_7)^2 + c_8} & 0.74 \leq \theta_f \leq 0.82 \\ c_9 + \frac{c_{10}}{4(\theta_f + c_{11})^2 + c_{12}} & 0.82 < \theta_f \leq 0.97 \\ c_{13} + c_{14} \theta_f & 0.97 < \theta_f \leq 1 \end{cases}$	
$c_0 = 150, c_1 = 1.75, c_2 = 1, c_3 = 0.15, c_4 = 0.44, c_5 = -0.576, c_6 = 0.0214, c_7 = 0.7463, c_8 = 0.0044, c_9 = -0.0101, c_{10} = 0.0038, c_{11} = 0.7789, c_{12} = 0.0040, c_{13} = -31.8295, c_{14} = 32.8295, n_0 = 0.687.$	

**Şekil 5.** Sayısal analizler için yapılan simülasyonlarda kullanılan SIMPLE Algoritması

Yanma sonucu oluşan gazların akışına yönelik sayısal analizler ve gerilme hesaplamaları için sırasıyla Denklem 6'da verilen Large Eddy Simulation(LES) türbülans metodu(Ku Shaari vd., 2015) ve Denklem 7'te verilen gerilme tensörü denklemi ile tanımlanan Smagorinsky alt ağ yapısı kullanılmıştır(Smagorinsky, 1963).

$$\frac{\partial \rho \bar{u}_i}{\partial t} \operatorname{div}(\rho \bar{u}_i \rho \bar{u}_j) = -\frac{\partial (\bar{P}_i)}{\partial x_i} + \operatorname{div}(\Gamma \cdot \operatorname{grad} \bar{u}_i) - \frac{\partial \tau_{ij}}{\partial x_j} \quad (6)$$

$$\tau_{ij} = \overline{\rho u_i u_j} + \rho \bar{u}_i \bar{u}_j \quad (7)$$

Denklem 6 ve Denklem 7'teki  $\bar{u}_i$  ve  $\bar{P}_i$  sırasıyla hızı ve basıncı,  $\tau_{ij}$  ise gerilme tensörünü ifade etmektedir. Denklem 8, Denklem 9 ve Denklem 10'da verilen parametreler, sonlu hacimler metodu kullanılarak hesaplanmaktadır.

$$C_{ij} = \rho \bar{u}_i \rho \bar{u}'_j \quad (8)$$

$$L_{ij} = (\rho \bar{u}_i \rho \bar{u}_j - \rho \bar{u}_i \rho \bar{u}_j) \quad (9)$$

$$R_{,ij} = \rho u'_i u'_j \quad (10)$$

### 3.3. CFBB'de Isı Transfer Katsayılarının Hesaplanması

Nümerik analizlerde, bölgesel olarak, hava-duvar arasındaki taşınım ile ısı transfer katsayısı, Denklem 11'de verilen bağıntıdan hesaplanmaktadır. Bu denklemde birinci terim, gaz fazının hacimsel oranının partikül fazına göre daha fazla olduğu seyrek gaz fazındaki taşınım ile ısı transfer kat sayısını, ikinci terim ise yoğun partikül fazındaki taşınım ile ısı transfer kat sayısını ifade etmektedir.

$$h = h_f + f_d h_d \quad (11)$$

Burada,  $f_d$ , yoğun partikül fazındaki partiküllerin birbirine yaptığı temasların oranını belirtmektedir. Kazan içerisinde gaz fazındaki ısı transfer katsayısı, Douglas ve Churchill denklemi olarak adlandırılan Denklem 12 ve Denklem 13'te verilen bağıntılardan hesaplanmaktadır (Yang, 2003).

$$\frac{h_f L}{k_f} = Nu_f = c_0 Re_L^{n_f} + c_1 \quad (12)$$

$$Re_L = \frac{\rho_f u_f L}{\mu_f} \quad (13)$$

Burada,  $c_0 = 0,46$ ,  $c_1 = 3,66$  ve  $n_f = 0,5$  olarak alınmıştır (Yang, 2003). Yoğun partikül fazları arasındaki ısı transfer katsayısı, Denklem 14 ve Denklem 15'te verilen bağıntılar kullanılarak hesaplanmaktadır (Yang, 2003). Denklem 12,13 ve 14'te verilen,  $d_p$ , ortalama partikül çapını,  $L$ , akışkanın bir noktasının duvara uzaklığını ifade eden bölgesel karakteristik uzunluğu,  $u_f$ , akışkan hızını,  $Nu_f$ ,  $Nu_p$ ,  $\rho_f$ ,  $\mu_f$ , parametreleri sırasıyla, zayıf gaz fazındaki Nusselt sayısını, yoğun partikül fazındaki Nusselt sayısını, akışkanın yoğunluğunu ve akışkanın dinamik viskozitesini ifade etmektedir.

$$\frac{h_d d_p}{k_f} = Nu_p = c_{0p} Re_p^{n_{1p}} \quad (14)$$

$$Re_p = \frac{\rho_f u_f d_p}{\mu_f} \quad (15)$$

Burada,  $c_{0p} = 0,525$  ve  $n_{1p} = 0,75$  olarak dikkate alınmıştır (Yang, 2003). Yoğun partikül fazındaki partiküllerin birbirine yaptığı temasların oranı Denklem 16'da verilen bağıntıdan hesaplanmaktadır.

$$f_d = 1 - e^{10(\theta_p/\theta_{cp})} \quad (16)$$

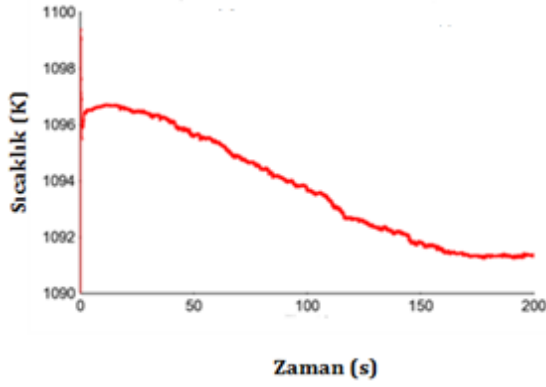
### 3.4. ÇAN TS DAYK Sistemine Ait Sayısal Analizlerin DeneySEL Olarak Doğrulanması

Sunulan bu çalışma kapsamında, 0,5 kW kapasiteli bir CFBB sistemi için yapılacak nümerik analizlerin doğrulanması amacıyla, öncelikle, ÇTS'ndeki CFBB sisteminin sayısal analizleri yapılmıştır. Sayısal analizlerle elde edilen sonuçlar, ÇTS'ne ait CFBB sistemine ait pratik sonuçlarla karşılaştırılmıştır. Bu karşılaştırmadan elde edilen sonuçlar Tablo 6'da verilmiştir. Bu tablodan da görüldüğü gibi, nümerik sonuçlarla, pratik sonuçların oldukça uyumlu olduğu görülmüştür.

Şekil 6'da, ÇTS CFBB sisteminin sayısal analizi sonucunda kazan tabanında, analiz başlangıcından itibaren 200 s'lik zaman diliminde oluşan zamana bağlı sıcaklık dağılımı verilmiştir. Şekilden de görüleceği gibi, analizin ilk 160 s'si içerisinde, sıcaklık 1096 K'den 1091 K'e doğru kısmi bir düşüş gösterirken, 160. s'den sonra yaklaşık 1091,33 K'de sabitlenmiştir.

**Tablo 6.** ÇTS CFBB sisteminde, yapılan analiz doğrulama çalışmalarına ait sonuçların karşılaştırılması

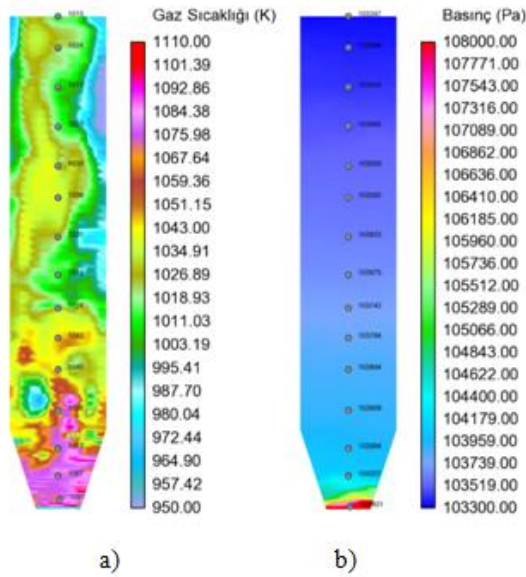
Karşılaştırılan parametreler	ÇAN TS DAYK sistemine ait pratik sonuçlar	ÇAN TS DAYK sistemine ait nümerik analiz sonuçları	Hata yüzdesi (%)
Kazan tabanındaki sıcaklık (K)	1100	1091,33	0,78
Kazan çıkışındaki O <sub>2</sub> mol oranı (%)	7,1	7,2	1,40
Kazan çıkışındaki NO <sub>x</sub> emisyonu (mg/Nm <sup>3</sup> )	135	140,61	4,15
Kazan çıkışındaki SO <sub>2</sub> emisyonu (mg/Nm <sup>3</sup> )	765	731,5	4,3
Kazan tabanındaki basınç (kPa)	107,885	108,401	0,47
Kazan yanma odası çıkışındaki basınç (kPa)	103415	103347	0,001



Şekil 6. ÇTS CFBB sisteminde kazan tabanındaki zamana bağlı sıcaklık değişimi

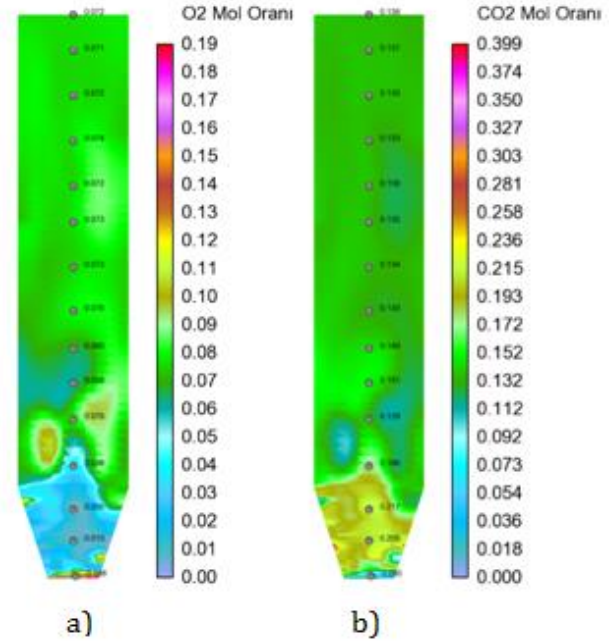
#### 4. Araştırma Bulguları

##### 4.1. Sayısal Analiz Sonuçları



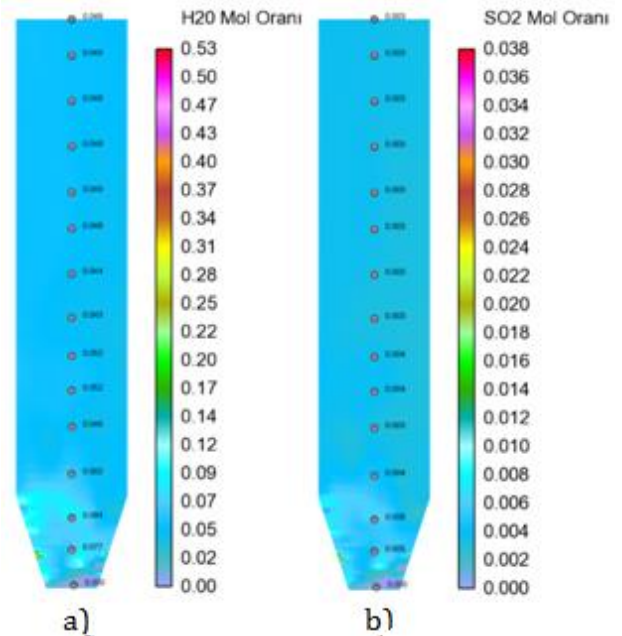
Şekil 7. ÇTS kazanı (a) sıcaklık dağılımı, (b) basınç dağılımı

Şekil 7(a)'da görüldüğü gibi, sayısal analizler sonucunda, ÇTS kazan tabanındaki sıcaklık 1093 K, kazan çıkışında ise 1015 K olarak hesaplanmıştır. Bunun yanı sıra, Şekil 7 (b)'de verildiği gibi, ÇTS kazan tabanında basınç 108401 Pa, kazan çıkışında ise 103347 Pa olarak hesaplanmıştır .



Şekil 8. ÇTS kazanında yanma sonucu oluşan gazların mol oranı dağılımı (a)O<sub>2</sub> mol oranı dağılımı (b)CO<sub>2</sub> mol oranı dağılımı

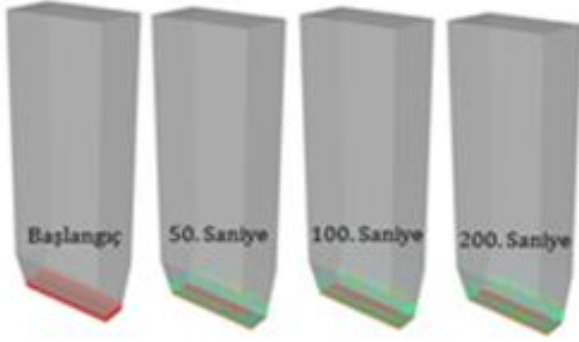
Şekil 8(a)'da görüldüğü gibi ÇTS kazan tabanında O<sub>2</sub> mol oranı 0,01, kazan çıkışında ise 0,081 olarak hesaplanmıştır. Diğer yandan, Şekil 8 (b)'de görüldüğü gibi, ÇTS kazan tabanında CO<sub>2</sub> mol oranı 0,04, kazan çıkışında ise 0,05 olarak hesaplanmıştır.



Şekil 9.ÇTS kazanında yanma sonucu oluşan gazların mol oranı dağılımı (a) H<sub>2</sub>O mol oranı dağılımı (b) SO<sub>2</sub> mol oranı dağılımı

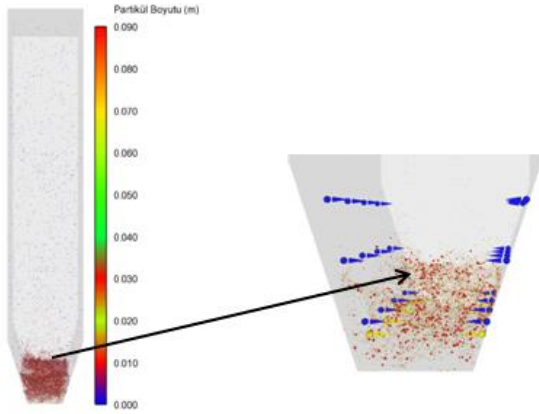
Şekil 9(a)'da görüldüğü gibi, ÇTS kazan tabanında H<sub>2</sub>O mol oranı 0,077, kazan çıkışında 0,049 olarak hesaplanmıştır. Şekil 9 (b)'de kazan tabanında SO<sub>2</sub> mol oranının0,005, kazan çıkışında ise 0,003 olarak hesaplandığı görülmektedir .





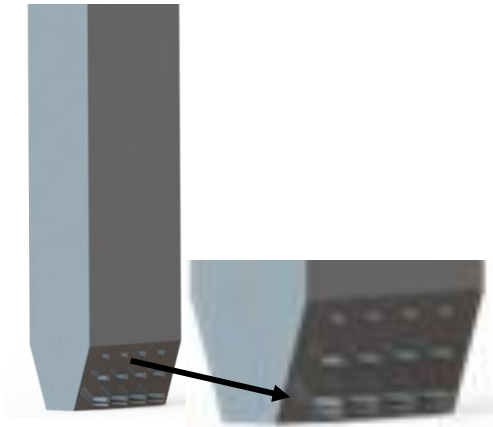
Şekil 10. ÇTS kazanı zamana bağlı yatak külü dağılımı

Şekil 10'da ÇTS kazanının yanma prosesi sürecinde zamana bağlı yatak külü dağılımı verilmiştir. Sayısal analiz sonuçlarına göre, kazanın ilk 200 s içerisinde istikrarlı çalışacağı görülmüştür. Bu nedenle yatak külünün zamana göre dağılımını gözlemlemek için 200 s'lik analiz zamanı seçilmiştir.



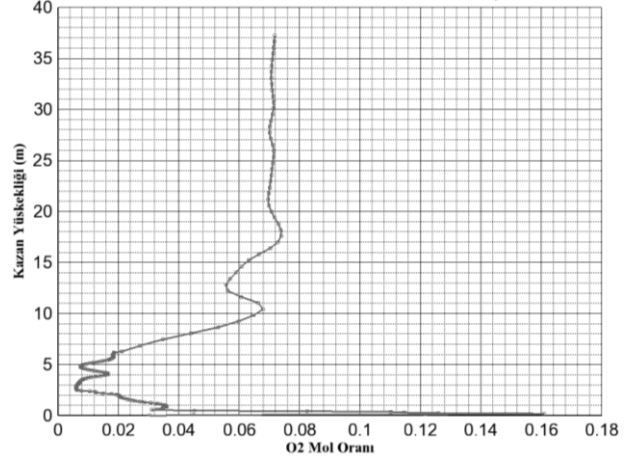
Şekil 11. ÇTS yatak külü partikül çapı dağılımı

Şekil 11'de ÇTS kazanı içerisindeki yatak külünün boyutsal dağılımı verilmiştir. Yanma odasının tabanından itibaren 1 m yükseklikten sonra yatak külü boyutu 60  $\mu\text{m}$ 'den, daha küçük boyutlara düşmektedir.

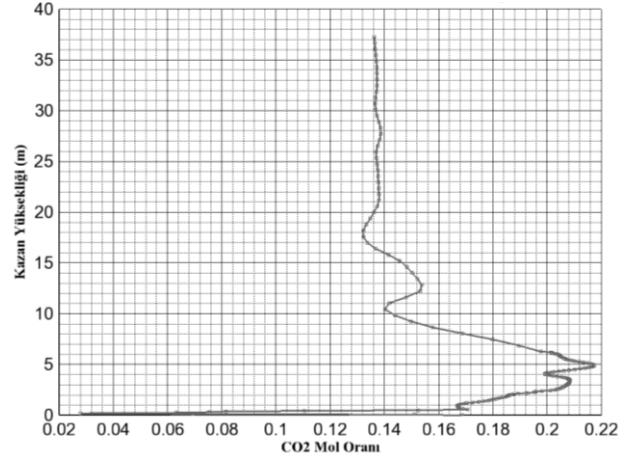


Şekil 12. ÇTS kazanı taban geometrisi

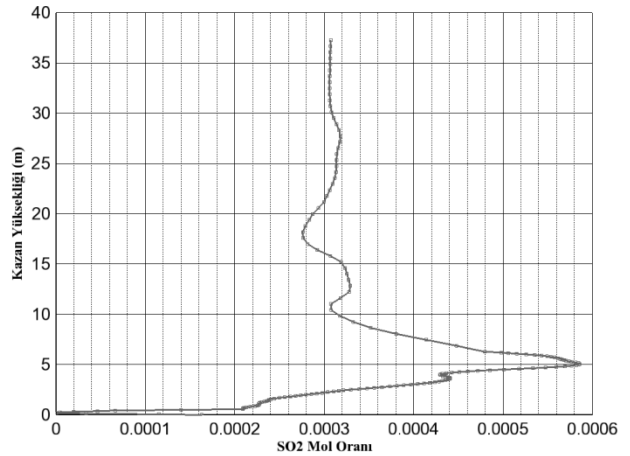
Şekil 12'de ÇTS kazanının 3D katı modeli görülmektedir. Yanma, kazan tabanından itibaren ilk 6 m yükseklikte gerçekleşmektedir. Kömür kazana, tabanından itibaren 0,5 m yukarıdaki bir noktadan gönderilmektedir. Bunun yanı sıra sekonder hava kazan tabanından itibaren 1., 3. ve 5.m'den kazana kademeli olarak beslenmektedir.



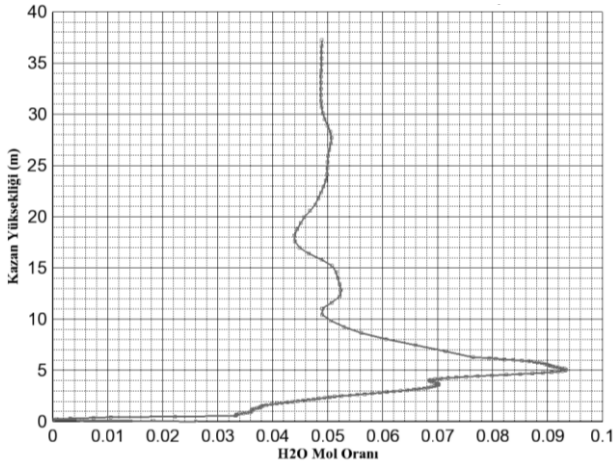
Şekil 13. ÇTS kazan yüksekliği- O<sub>2</sub> mol oranı değişimi



Şekil 14. ÇTS Kazanı yüksekliği- CO<sub>2</sub> mol oranı değişimi



Şekil 15. ÇTS kazan yüksekliği- SO<sub>2</sub> mol oranı değişimi



**Şekil 16.** Çan TS kazanı kazan yüksekliği- H<sub>2</sub>O mol oranı değişimi

Şekil 13'te görüldüğü gibi, 8 m kazan yanma odası yüksekliğinde 0,09 değeriyle en yüksek O<sub>2</sub> mol oranı oluşmaktadır. Daha sonra yanma odası çıkışında yanmanın tamamlanmasının ardından kazan yüksekliği boyunca O<sub>2</sub> mol oranı 0,08-0,085 aralığında sabit kalmaktadır.

Şekil 14, Şekil 15 ve Şekil 16'dan da görüldüğü gibi, benzer durum CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub>O mol oranları içinde ortaya çıkmaktadır. 8 m kazan yanma odası yüksekliğinde maksimum CO<sub>2</sub> mol oranına 0,29, SO<sub>2</sub> mol oranına 0,0029 ve H<sub>2</sub>O mol oranına 0,38 değerlerinde ulaşılmaktadır. Bu noktadan itibaren yanma odası çıkışına kadar CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub>O mol oranları sırasıyla 0,05-0,06, 0,003-0,004 ve 0,05-0,055 aralığında sabit kalmaktadır.

## 5. Sonuç ve Tartışma

Yapılan çalışmada, CPFD metodu ve ÇTS otomasyon odasından elde edilen sınır koşulları kullanılarak, 330 MW<sub>th</sub> kapasitedeki CFBB'nin sayısal analizi gerçekleştirilmiştir. Sayısal analiz sonuçları ve ÇTS CFBB sisteminin pratik sonuçları karşılaştırılmıştır. Analiz doğrulama amacıyla yapılan bu analiz sonuçlarının sisteme ait pratik sonuçlarla uyumlu olduğu görülmüştür. CPFD metodu kullanılarak farklı kapasitelerde CFBB sistemlerinin tasarımlarının yapılabileceği gözlemlenmiştir. Analizlerde, yanma odasındaki basınç ve sıcaklık dağılımlarının yanı sıra, O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O ve SO<sub>2</sub> mol oranlarındaki değişimler araştırılmıştır.

Araştırma sonuçlarına göre, kazan tabanındaki basıncın kazan çıkışına kadar 50,54 kPa azalmıştır. Aynı şekilde sıcaklık kazan tabanından çıkışına kadar 78°C düşmektedir. H<sub>2</sub>O ve SO<sub>2</sub> mol oranları sırasıyla 0,028 ve 0,002 düşmüştür. O<sub>2</sub> ve CO<sub>2</sub> mol oranları ise sırasıyla 0,071 ve 0,01 artmıştır.

Çalışma sonucunda CPFD metodunun faal durumda ve gerçek kapasitelerdeki yakma sistemlerinin modellenmesinde oldukça başarılı olduğu

görülmüştür. Çalışma kapsamında gerçekleştirilen matematiksel modellemede yanma karakteristikleri ve basınç dağılımı yanı sıra, emisyonlar ve partiküllerin hidrodinamik akışı da modellenmektedir.

Gelecekte yapılacak çalışmalarda doğrulanan sayısal model kullanılarak, 0,5-100 MW<sub>th</sub> kapasite aralığındaki CFBB sistemlerinin tasarımları ve optimize yapılabilecektir. Bu durum ülkemiz gibi yüksek miktarda düşük kaliteli linyit yakıtlarına sahip olan bir ülkelerin bu yakıtların değerlendirilebilmesi amacıyla yeni CFBB sistemlerinin tasarlanmasında önemli bir avantaj sağlayacaktır.

## Çıkar Çatışması

Yazarlar tarafından herhangi bir çıkar çatışması beyan edilmemiştir.

No conflict of interest was declared by the authors.

## Kaynaklar

- AB LCP Direktifi, 2001. The Large Combustion Plant Directive LCPD, 2001/80/EC, Erişim Tarihi: 28.07.2015. <http://eur-lex.europa.eu/legal-content/EN/TXT/?uri=CELEX:32001L0080>.
- Batchelor, G.K., 1988. A New Theory of the Instability of a Uniform Fluidized Bed. *Journal of Fluid Mechanics*, 193, 75-110.
- Borgwardt, R.H., Bruce, K.R., Blake, J., 1987. An Investigation of Product-Layer Diffusivity for CaO Sulfation. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 26(10), 1993-1998.
- Chen, J., Yao, H., Zhang, L., 2012, A Study on the Calcination and Sulphation Behaviour of Limestone During Oxy-fuel Combustion. *Fuel*, 102, 386-395.
- CPFD Barracuda User Guide, 2015.
- Dennis, J.S., Hayhurst, A.H., 1990. Mechanism of the Sulphation of Calcined Limestone Particles in Combustion Gases. *ChemEngSci*, 45, 1175-1187.
- Ducarne, E.D., Dolignier, J.C., Marthy, E., Martin, G., Delfosse, L., 1998. Modelling of Gaseous Pollutants Emissions in Circulating Fluidized Bed Combustion of Municipal Refuse. *Fuel* 77, 1399-1410.
- Duo, W., Dam-Johansen, K., Ostergaard, K., 1992. Kinetics of the Gas Phase Reaction Between Nitric Oxide, Ammonia and Oxygen. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 70(5), 1014-1020.
- Farid, M.M., Jeong, H.J., Kim, K.H., Lee, J., Kim, D., Hwang, J., 2017. Towards a Hybrid Eulerian-Lagrangian CFD Modeling of Coal Gasification in a

- Circulating Fluidized Bed Reactor, Fuel, 152, 131-137.
- Feng, Y., Swenser-Smith, T., Witt, P.J., Doblin, C., Lim, S., Schwarz M.P., 2012. CFD Modeling of Gas-Solid Flow in an Internally Circulating Fluidized Bed. Powder Technology, 219, 78-85.
- Gan, J., Zhou, Z., Yu, A., 2016. Particle Scale Study of Heat Transfer in Packed and Fluidized Beds of Ellipsoidal Particles. Chemical Engineering Science, 144, 201-215.
- Gasparini, F., Papa, I., Criner, K., Mary, S., Coal Oxy-Combustion in a CHP Plant Using the Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler Technology, PowerGen Europe, 12-14 June 2012, Colon, Germany. [http://www.fwc.com/getmedia/e3c64ca2-e558-4b77-ba3d-e77306bbcea7/TP\\_CFB\\_12\\_09.pdf.aspx?ext=.pdf](http://www.fwc.com/getmedia/e3c64ca2-e558-4b77-ba3d-e77306bbcea7/TP_CFB_12_09.pdf.aspx?ext=.pdf).
- Gidaspow, D., 1994. Multiphase Flow and Fluidization Continuum and Kinetic Theory Description. Academic Press, Boston.
- Gungor, A., & Eskin, N. 2008. Two-dimensional Coal Combustion Modeling of CFB. International Journal of Thermal Sciences, 47(2), 157-174.
- Gül, S., Özdoğan, Z.S., 2016. Ejector Type Solid Circulation System Analysis for Circulating Fluidized Beds. International Journal of Multiphase Flow, 84, 116-128.
- Jiang Y., Qiu G., Wang H., 2014. Modelling and Experimental Investigation of the Full-Loop Gas-Solid Flow in Circulating Fluidized Bed with Six Cyclone Separators. Chemical Engineering Science, 109, 85-97.
- Johnsson, J.E., Dam-Johansen, K., 1991. Formation and Reduction of in a Fluidized Bed Combustor. 11th International Conference on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1389-1396.
- Karimipour, S., Pugsley, T., 2012. Application of the Particle in Cell Approach for the Simulation of Bubbling Fluidized Beds of Geldart a Particles. Powder Technology, 220, 63-69.
- Kilpinen, P., Kallio, S., Konttinen, J., & Barišić, V. 2002. Char-nitrogen Oxidation Under Fluidised Bed Combustion Conditions: Single Particle Studies. Fuel, 81(18), 2349-2362.
- Kraft, S., Kimbauer, F., Hofbauer, H., 2017. CPFD Simulations of an Industrial-sized Dual Fluidized Bed Steam Gasification System of Biomass with 8 MW Fuel Input. Applied Energy, 190, 408.
- Ku Shaari, Ku.Z., Awang, M., 2015. Engineering Applications of Computational Fluid Dynamics. VIII, 167, 108, Hardcover, ISBN: 978-3-319-02835-4.
- Liu, H., Feng, B., Lu, J.D., 2005. Coal Property Effects on N<sub>2</sub>O and NO<sub>x</sub> Formation from Circulating Fluidized Bed Combustion of Coal, Chemical Engineering Communications, 192, (10-12), 1482-1489.
- Özkan, M., 2010. Simulation of Circulating Fluidized Bed Combustors Firing Indigenous Lignite. Master Thesis, Orta Doğu Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, 134s, Ankara.
- Pandey, K.M., Kumar, R., 2011. Numerical Analysis of Coal Combustion in Circulating Fluidized Bed. International Journal of Chemical Engineering and Applications, 2(6), 390-394.
- Smagorinsky, J., 1963. General Circulation Experiments with the Primitive Equations, part I: the Basic Experiment, Monthly Weather Review, 91, 99-164.
- Weng, M., Plackmeyer, J., 2011. Comparison Between Measurements and Numerical Simulation of Particle Flow and Combustion at the CFBC Plant. 10th International Conference on Circulating Fluidized Beds And Fluidization Technology (CFB-10), 3-5 Spring 2011, Duisburg. <http://dc.engconfintl.org/cfb10/61/>
- Williams, F.A., 1985. Combustion Theory, Benjamin/Cummings, Menlo Park, California, 2nd Edition.
- Yang, N., Wang, W., Ge, W., Wang, L., & Li, J. 2004. Simulation of Heterogeneous Structure in a Circulating Fluidized-Bed Riser by Combining the Two-Fluid Model with the EMMS Approach. Industrial & Engineering Chemistry Research, 43(18), 5548-5561.
- Yang, Wen-Cin, 2003. Handbook of Fluidization and Fluid-Particle System. Marcel Dekker, The New York, (a) p267 and (b) p262.