VÄRMEFORSK
STIFTELSEN FÖR VÄRMETEKNISK FORSKNING

Drifterfarenheter från anläggningar med utrustning för selektiv katalytisk reduktion (SCR) av kväveoxid

Erik Larsson
Per Levén

BRÄNSLETEKNIK 386

VärmeForsk Projekt B7-916

DRIFTERFARENHETER FRÅN ANLÄGGNINGAR FÖRSEDDA MED UTRUSTNING FÖR SELEKTIV KATALYTISK REDUKTION(SCR) AV KVÄVEOXID

ÅF-Energikonsult Stockholm AB
901127
Erik Larsson
Per Levén

SAMMANFATTNING

På uppdrag av Värmeforsk har vi studerat och sammanställt drifterfarenheter från anläggningar försedda med SCR. Särskild uppmärksamhet har ägnats problem vid start och stopp.

Arbetet har drivits som en litteraturstudie samt insamling av driftserfarenheter genom besök på anläggningar och samtal med personer med stor erfarenhet av SCR-teknik.

Under arbetets gång upptäcktes att uppmärksamheten på start- och stoppförloppen aktualiserades hos flera SCR-leventörer genom våra samtal och besök. Tidigare har ämnet inte diskuterats överhuvud taget främst beroende på att startförloppet bl.a. i Tyskland undantas från villkorsvärdena. Det enda som varit intressant har varit minimitemperaturen för ammoniaktillsättning, för att undvika ammoniumbisulfatutfällning i katalysatorn. Dessutom ger för tidig tillsats av ammoniak upphov till oönskat ammoniakutsläpp eftersom katalysatorn fungerar dåligt vid temperaturer under 300 °C.

Sammanfattningsvis kan sägas att de metoder för att snabbt få igång en katalysator och på så sätt minimera onödigt NO_x-utsläpp är följande.

För korta stopp gäller varmhållning genom isolering av katalysatorbädden och avstängning av självdrag genom bädden. Varmhållning med cirkulerande luft med tillsatsvärmning/eldning med ånga eller gasol föreslås eller är redan installerat (SGP, Donaustadt).

Efter längre stopp föreslås förtida uppvärmning med ovan nämnda slutna varmluftskrets. Syftet med förvärmningen anges idag vara fukten. Kondenserad fukt kan orsaka sprängningar vid hastig uppvärmning. Samma utrustning kan användas för att pskynda startförloppet.

Andra åtgärder som anges är mer indirekta. Alla leverantörer av SCR-utrustning vi varit i kontakt med rekommenderar primära NO_x-sänkande åtgärder parallellt med SCR-installationen, vilket gör att den "orenade" perioden inte påverkar årsmedelvärdet så mycket. Därför har till exempel gasturbinen i Placerita,Cal. ånginsprutning och pannorna i Altbach,BRD och Donaustadt,Wien låg-NO_x-brännare i kombination med SCR.

Ökad selektivitet och mera specialdesign präglar även katalysatormarknaden. Tillverkarna strävar efter att i allt högre grad tillgodose varje behov av specialdesignad katalysator.

På längre sikt kommer katalysatorer, som är aktiva vid lägre temperaturer, att utvecklas vilket möjliggör dosering av ammoniak tidigare.

SUMMARY

This is a presentation of running experiences from Power Units with Selective Catalytic Reduktion equipment. The report is concentrating on problems regarding start-up and stop procedures.

The work has been done through litteraturestudies as well as site-studies and discussions with people at suppliers and power plants.

The purpuse has been to study the work done on minimizing the start-up time hence minimizing the time for uncleaned fluegas to be emitted.

So far the main interest concerning start-up has been focused on ammonia injection in order to avoid ammoniumbisulphate deposition. Early ammonia injection also increases the NH_3-slip because of low catalytic activity at temperstures lower than 300°C.

Our conclusion is that the methods to be used in order to shorten the start-up period are as follows:

During overnight stop and stops over a weekend insulation of the reaktor combined with shut off of the fluegas is sufficient.

After longer stops heating equipment can be used. For the installa-tions made so far the reason is conservation in order keep the catalyst dry.

The "Tail End" concept is originaly equipped with heating facilities, which is said to be the main disadvantage. If a quick start is neccesary this concept can be the sollution. When the tail end con-cept is used it is of great importence to use a fluegas reheater with minimum leackage. A leakage can be as serious as long a start-up time on the total cleaning efficiency.

Other means are more inderect. All the suppliers of SCR-units we have been in contact with recomend primary measures such as low-NOX burners in combination with the SCR. This decreases the impact from the uncleaned period.

This study includes calculation showing the impact of start-up sequence and stop on the required total NO_x reduktion efficiency.

INNEHÅLLSFÖRTECKNING

		Sid
1	BAKGRUND	1
2	SYFTE OCH MÅL	1
3	BESKRIVNING AV SCR-TEKNIKEN	2
3.1	Katalysatorn	4
3.1.1	Uppbyggnad	4
3.2	Ammoniakdosering	9
3.3	Reningsanläggning för olje- och kolpannor	10
3.4	Reningsanläggning för gasturbiner	12
3.5	Reningsanläggning för diesel- och gasmotorer	14
3.6	Startförlopp pannor, gasturbiner och dieslar	16
3.7	Räkneexempel för startförlopp för katalysatorer	20
4	BESKRIVNING AV ERFARENHETER FRÅN MONTAGE OCH DRIFT	22
4.1	Transport, montage och idrifttagning	23
4.1.1	Transport, lagring på byggnadsplatsen	23
4.1.2	Montage	24
4.1.3	Idrifttagning	25
4.2	Drift - $DeNO_x$-anläggning	26
4.2.1	$DeNO_x$-anläggningens driftsätt	26
4.2.2	Stillestånd	29
4.2.3	Störningar	30
4.2.4	Provtagning med små katalysatorprov	30

5	BESKRIVNING AV ANLÄGGNINGAR SOM STUDERATS NÄRMARE	32
5.1	Kol- och oljeeldade pannanläggningar	32
5.1.1	Kraftwerk Hafen i Hamburg	32
5.1.2	Altbachanläggningen	50
5.1.3	Kraftverket Donaustadt, Wien	64
5.2	Naturgaseldade gasturbiner	67
5.2.1	Kraftverket Leopoldau, Wien	67
5.3	Anläggningar med SCR efter diesel	69
5.3.1	Stadtwerke Noderstedt	69
6	TÄNKBARA TILLVÄGAGÅNGSSÄTT OCH UTVECKLINGSTRENDER FÖR ATT LÖSA PROBLEM VID START OCH STOPP SAMT DELLAST	72
LITTERATUR OCH REFERENSFÖRTECKNING		73

BILAGOR

1	Anläggningar med SCR i Europa
6.2	Anläggningar med SCR efter gasturbiner i USA
6.3	Anläggningar med SCR efter dieselmotorer (urval)
6.4	Lista över tillverkare (leverantörer) av SCR

DRIFTERFARENHETER FRÅN ANLÄGGNINGAR FÖRSEDDA MED UTRUSTNING FÖR SELEKTIV KATALYTISK REDUKTION (SCR) AV KVÄVEOXIDER

1 BAKGRUND

Med de stränga krav, som vi har beträffande NO_x-utsläpp från nya förbränningsanläggningar i Sverige, är det helt nödvändigt att förse många nya, och i framtiden även äldre anläggningar, med selektiv katalytisk rening (SCR).

I olika sammanhang har det framkommit uppgifter om skilda driftsproblem, som uppträtt i SCR-anläggningar under såväl start, drift som stopp. Särskilt uppmärksammade har de stora utsläppen vid start blivit. Anläggningar, som är tänkbara för SCR, kan vara pannor som eldas med olja, gas, kol eller andra fasta bränslen samt dieslar och gasturbiner som drivs med olja eller gas.

På uppdrag av Värmeforsk har vi studerat och sammanställt drifterfarenheter från anläggningar försedda med SCR. Särskild uppmärksamhet har ägnats problem vid start och stopp.

2 SYFTE OCH MÅL

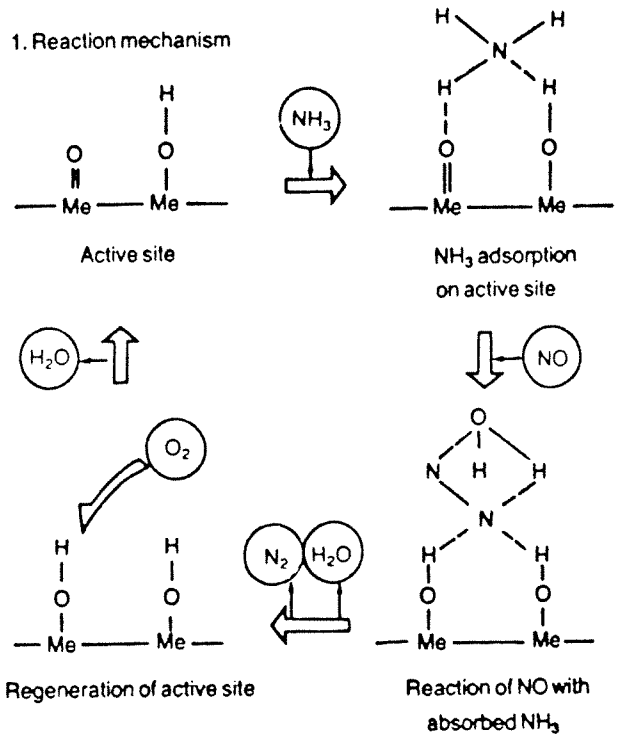
Syftet med denna rapport är att belysa de problem som uppkommer då utrustning för selektiv katalytisk rening (SCR) installeras i pannanläggning samt gasturbin- och dieselanläggningar. Särskild vikt skall läggas vid start- och stoppförloppen samt uppskatta ökningen av emissionen på grund av start- och stoppförloppen.

Målet för studien är att ge anläggningsägare ett hjälpmedel då de skall bedöma möjligheten att installera en SCR i den egna anläggningen och undvika onödiga misstag vid val av katalysator.

3 BESKRIVNING AV SCR-TEKNIKEN

SCR-tekniken avser att selektivt avskilja kväveoxider från rökgaser. Katalysatorn placeras i rökgasstråket, ammoniak tillsätts, varefter kväveoxiden och ammoniaken regerar på katalysatorns yta. Reaktionsförloppet visas i figur 3.1.

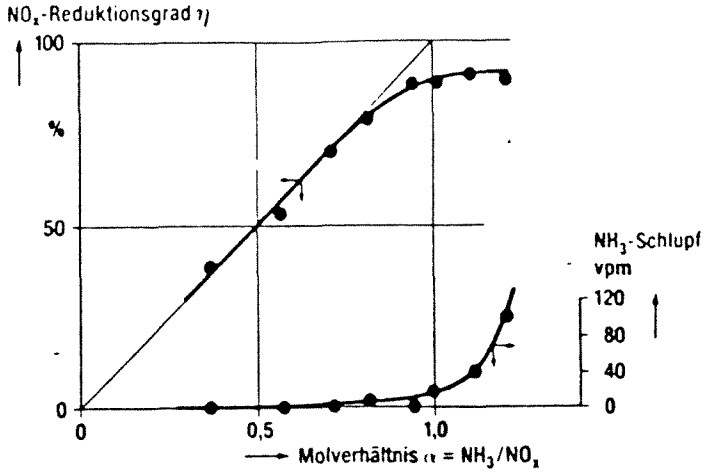
Ammoniakmolekylerna sätter sig på ytan av katalysatorn och fångar in kväveoxidmolekylen.



Figur 3.1 Processprincipen för selektiv katalytisk rening av NO_x.

Figure 3.1 Process principle selective catalytic reduction (SCR) of NO_x.

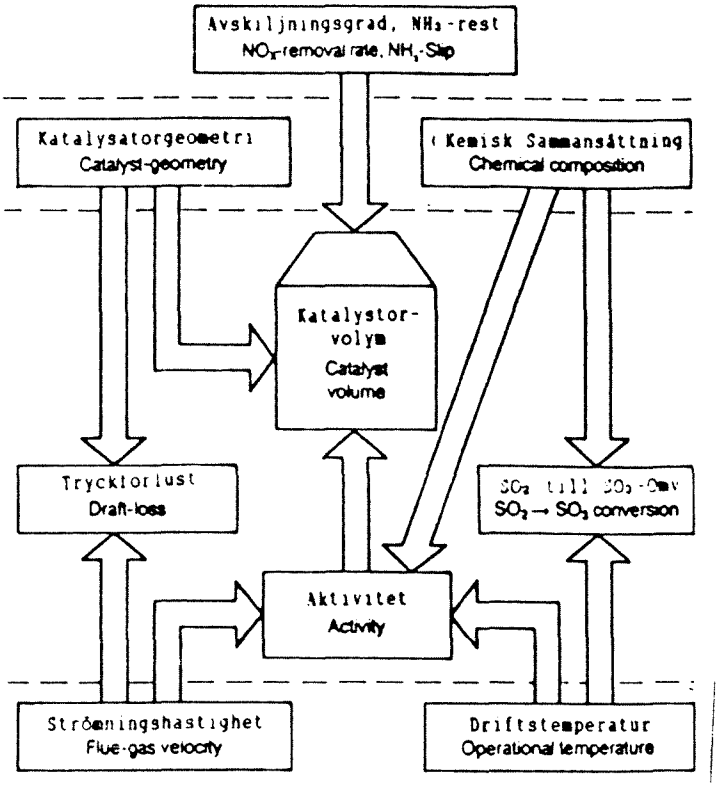
Reaktionsprodukten är kvävgas och vatten samt eventuellt överskott av ammoniak. Till skillnad från svavelrening då överskott av kalk tillsätts används här understökiometrisk mängd ammoniak för att undvika ammoniakutsläpp. Figur 3.2 illustrerar vilken principiell inverkan ammoniaktillsatsen på avskiljning och ammoniakutsläpp. Figuren visar hur ammoniakutsläppet ökar drastiskt utan motsvarande ökning av avskiljningsgraden.



Figur 3.2 NO_x–reduktionsgrad som funktion av molförhållandet mellan NH_3 och NO_x (exempel).

Figure 3.2 NO_x–reduction as a funtion of NH_3 to NO_x ratio (example).

Då en SCR–katalysator skall väljas är det viktigt att den anpassas till rådande förhållanden. I figur 3.3 har de faktorer en katalysatortillverkare har att arbeta med för att bestämma katalysatoråtgång och katalysatorvolym systematiserats.



Figur 3.3 Faktorer som påverkar katalysatorn volym (SGP).
Figure 3.3 Factors involved in catalyst design.

3.1 KATALYSATORN

3.1.1 Uppbyggnad

En katalysator är uppbyggd av tre funktioner, en stomme, en bärare och den aktiva komponenten.

Stomme

Stommens uppgift är att bära upp katalysatorn och vara mekaniskt stöd så att rökgasen fritt skall kunna passera med lägsta möjliga tryckfall. Stommen skall göra det möjligt att hantera katalysatorn utan att den går sönder.

Det vanligaste materialet idag är keramik som i de extruderade katalysatorerna. Andra stommar är av plåtnät eller hel plåt, sk plattkatalysatorer.

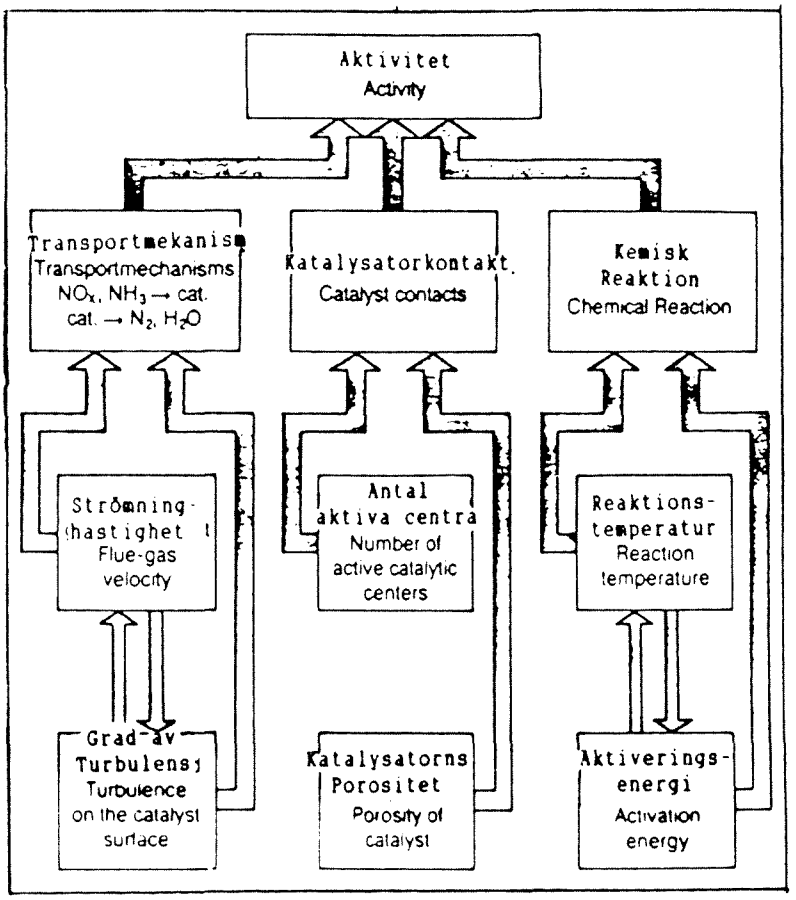
Bärare

Bärarens uppgift är att skapa en stor reaktionsyta. Materialet till detta är också keramik eller något annat ämne med mycket stor yta, t ex järnoxid eller aluminiumsilikat (zeolit). För de vanliga extruderade katalysatorerna och för zeolitkatalysatorn är stomme och bärare samma material.

Aktiva ämnen

Aktiva ämnen kan vara wolframtrioxid (WO_3) eller vanadinpentoxid (V_2O_5) inblandat i en titandioxidbas (TiO_2), men också ädelmetaller såsom platina, rhodium och palladium förekommer som tillsats för att öka aktiviteten. I zeolitkatalysatorn är det porerna i sig som katalyserar reaktionen.

De selektiva katalysatorerna har som aktiv komponent olika andelar vanadin eller wolfram. Den katalytiska effekten och katalysatorns selektivitet styrs av det aktiva ämnet. Mer vanadin ger en aktivare katalysator men också en mindre selektiv. Den har större benägenhet att oxidera SO_2 till SO_3. I figur 3.4 visas de faktorer, som påverkar en katalysators aktivitet och i figur 3.5 visas vad som kan deaktivera en katalysator.



Figur 3.4 Faktorer som styr en katalysators aktivitet. (SGP)

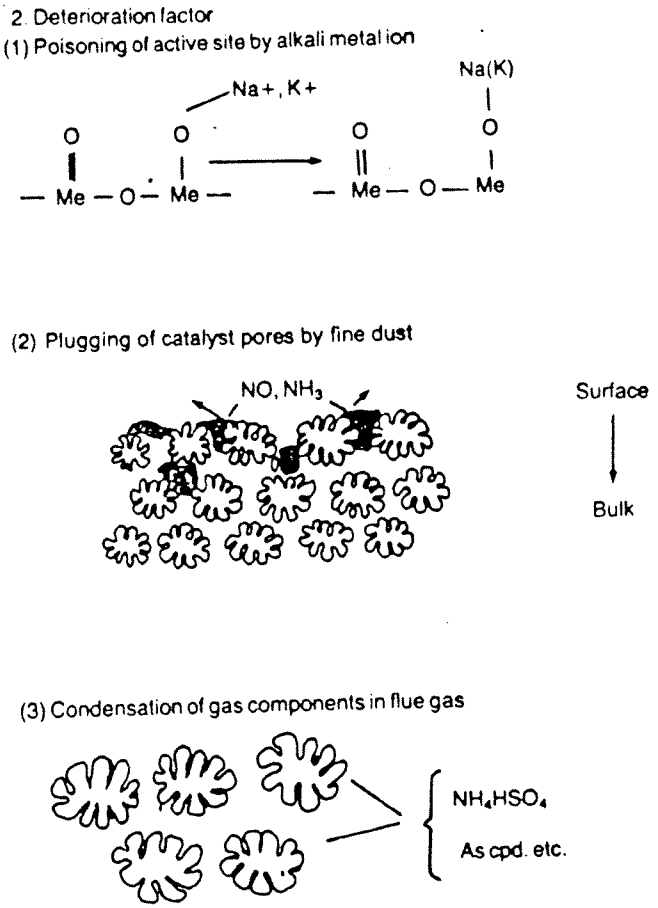
Figure 3.4 System parameters affecting the acitivity of the catalyst.

Exempel på katalysatortyper

Keramiska katalysatorer (Honeycomb)

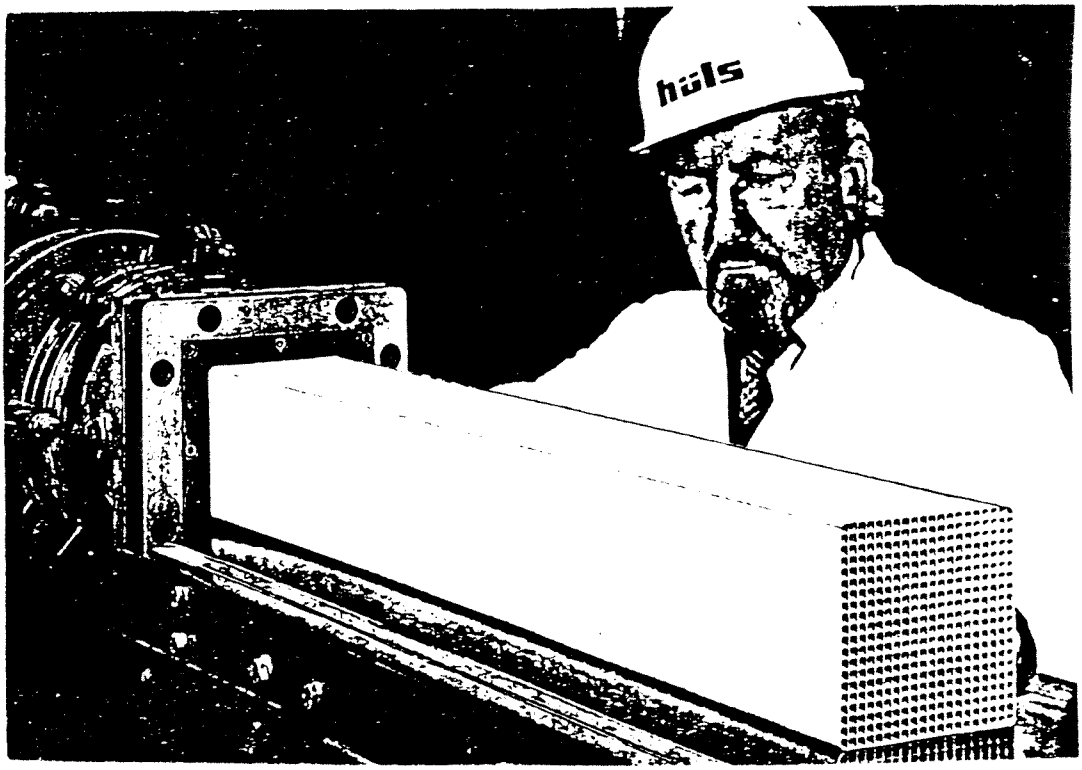
I denna typ av katalysator blandas keramiskt material med de aktiva ämnena till en pasta. I dessa katalysatorer har man valt samma material för stommen som för bäraren. Det keramiska materialet extruderas i långa block med fyrkantiga kanaler. Figur 3.6 visar ett extruderat block. Alla katalysatorleve-

rantörer tillverkar blocken i samma standardstorlek. Tvärsnittet är 150x150 mm och längden varierar i steg 300, 600 och 1000 mm. Materialet i katalysatorn är alltså homogent, varför slitage inte minskar aktiviteten utan frilägger ny fräsch katalysator. Det är först då väggarna ger vika och flödesbilden förändras, som slitaget påverkar avskiljningen.



Figur 3.5 Faktorer som kan skada en katalysatorn.

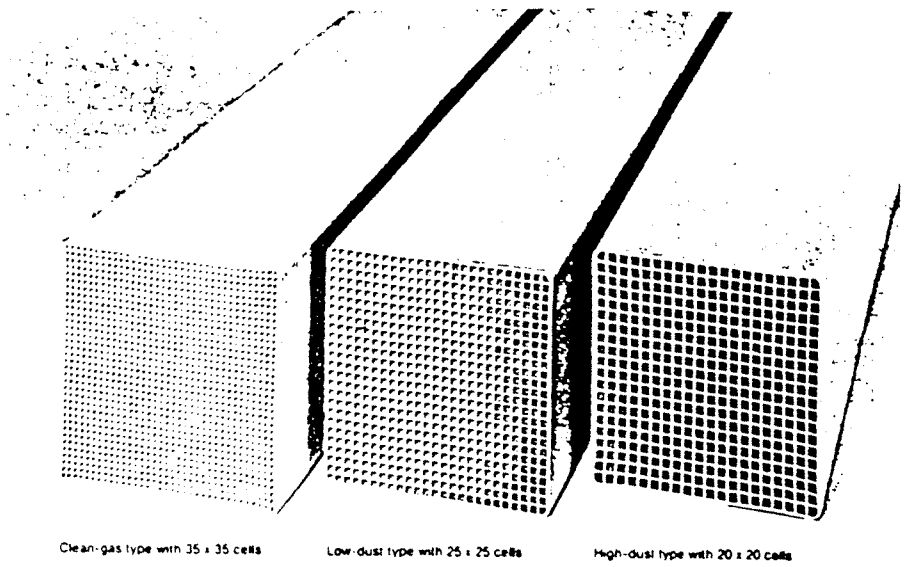
Figure 3.5 Deteroation factor of catalyst.



Figur 3.6 Extrudering av katalysatorblock. (HÜLS)

Figure 3.6 Extrusion of DENOX catalysts.

De första typerna hade sexkantiga kanaler, vilket förklarar namnet – Honeycomb–katalysator eller Waben–katalysator. Numera har alla katalysatorer av denna typ fyrkantiga kanaler, som visas i figur 3.7.



Figur 3.7 Keramiska katalysatoraer med olika stora kanaler. (HÜLS)
Figure 3.7 Honeycomb catalyst with different pitch.

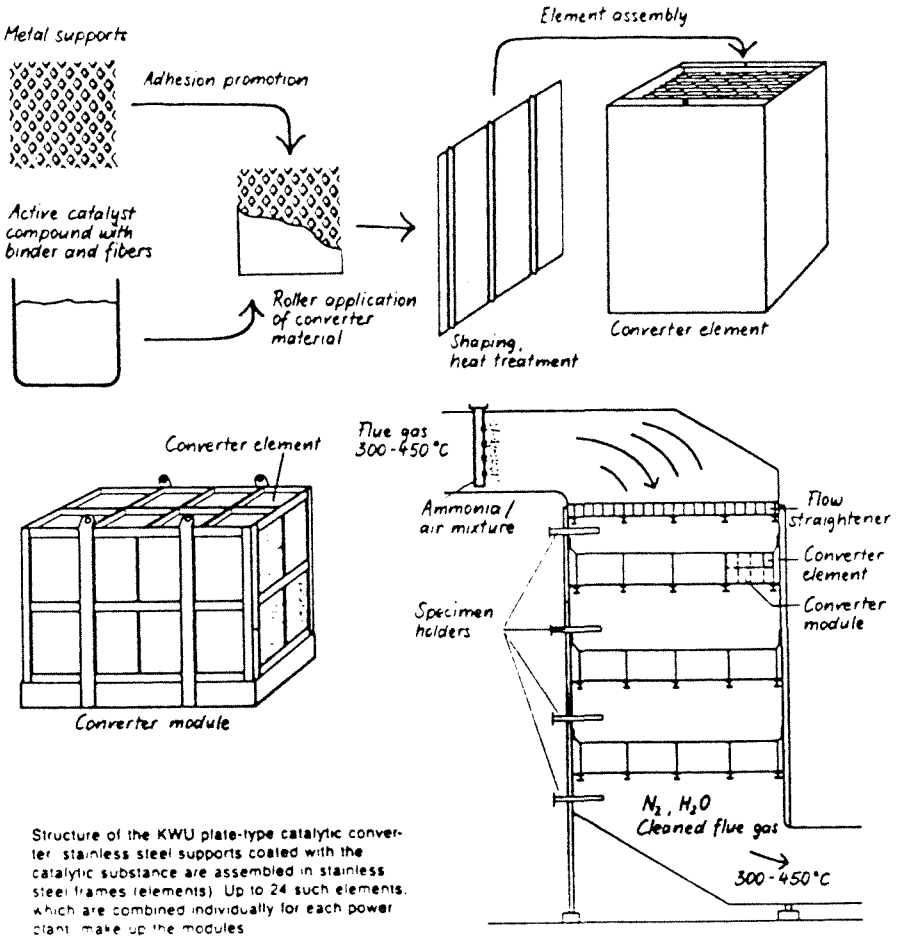
Det keramiska materialet har tillräcklig mekanisk hållfasthet för att klara transporter och montage samt slitaget från eventuell aska.

De keramiska katalysatorerna tillverkas med olika kanalarea beroende på användningsområde. De finaste kanalerna är bara användbara för gasapplikationer. De har högre tryckfall men ger kompakt installation. Önskas lågt tryckfall för gasapplikationer, görs kanalarean större.

Plattkatalysator

En variant av keramisk katalysator är plattkatalysatorn. Denna består förutom av keramiskt material av en stomme av metallnät eller plåt. Syftet är att öka den mekaniska hållfastheten. Kanalarean blir av praktiska skäl stor och klarar stora stoftbelastningar, varför katalysatorn särskilt lämpar sig för kolapplikationer i "high dust"-varianten. Framställningsmetodiken för en plattkatalysator framgår av figur 3.8.

Plattkatalysatorn har också alltid lågt tryckfall och tar därför också större plats.



Structure of the KWU plate-type catalytic converter: stainless steel supports coated with the catalytic substance are assembled in stainless steel frames (elements). Up to 24 such elements, which are combined individually for each power plant, make up the modules.

Figur 3.8 Framställningsprincip för plattkatalysator. (KWU)
Figure 3.8 Method for plate-type catalyst production.

Zeolitkatalysatorn

En variant av selektivkatalysatorn är de zeolitbaserade. Som stomme, bärare och aktivt ämne används en speciell form av aluminiumsilikat, sk zeolit.

Den rena keramiska massan av alulminiumsilikat har en noga definierad porstruktur, där ammoniak/NO-reaktionen sker. En stor fördel med denna typ av katalysator är att den är mycket selektiv. SO_2-molekylen är för stor för att kunna penetrera porerna och oxideras till SO_3 och därefter bilda ammoniumbisulfat.

De förbrukade zeolitkatalysatorerna, som inte innehåller några tungmetaller kan antingen deponeras utan problem eller återanvändas som tillsatsmaterial i den kemiska industrin.

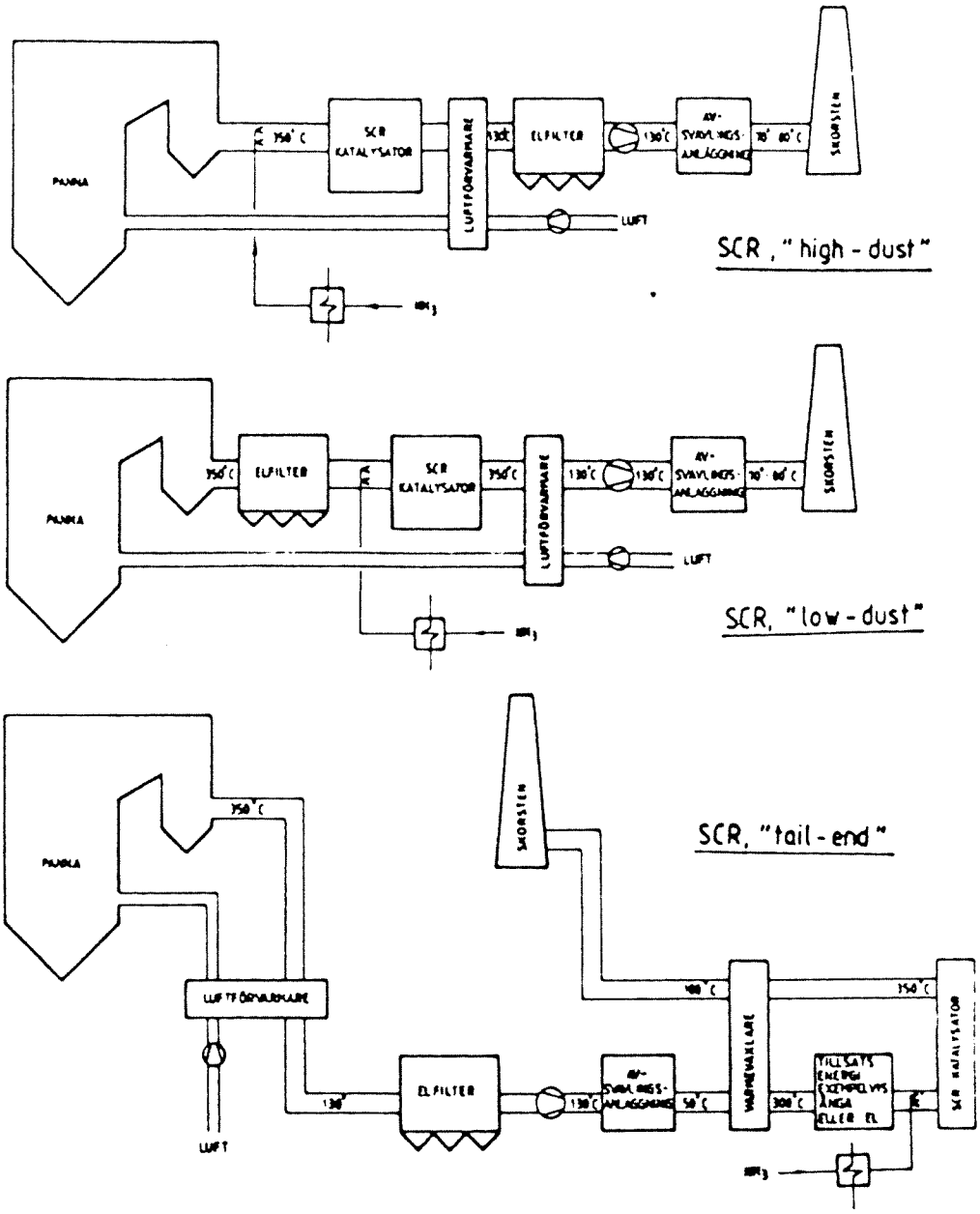
3.2 AMMONIAKDOSERING

Gemensamt för alla SCR-katalysatorer är att ammoniak skall tillsättas för att reduktionen skall ske. Ammoniakdoseringen måste anpassas till NO_x-koncentrationen före reaktorn.

Ammoniaken tillsättes antingen som gas eller som en 25 %-ig vattenlösning - för mindre anläggningar är vattenlösning att föredra på grund av säkerhetskrav.
Mät- och reglerutrustningens uppgift är att optimera ammoniakåtgången med avseende på NO_x-tillförseln, vilket också får följden att ammoniakgenomsläppet begränsas.

3.3 RENINGSANLÄGGNING FÖR OLJE- OCH KOLPANNOR

I Europa gäller att SCR-anläggningar för kol har byggts sedan mitten av 80-talet (se lista i kapitel 6), medan endast två byggts för olja. Figur 3.9 visar de tre principiella möjligheterna för placering av katalysator vid kol eller olje-pannor.



Figur 3.9 Principer för SCR-installationer. (Nordel)

Figure 3.9 SCR-installation, principle flow diagram.

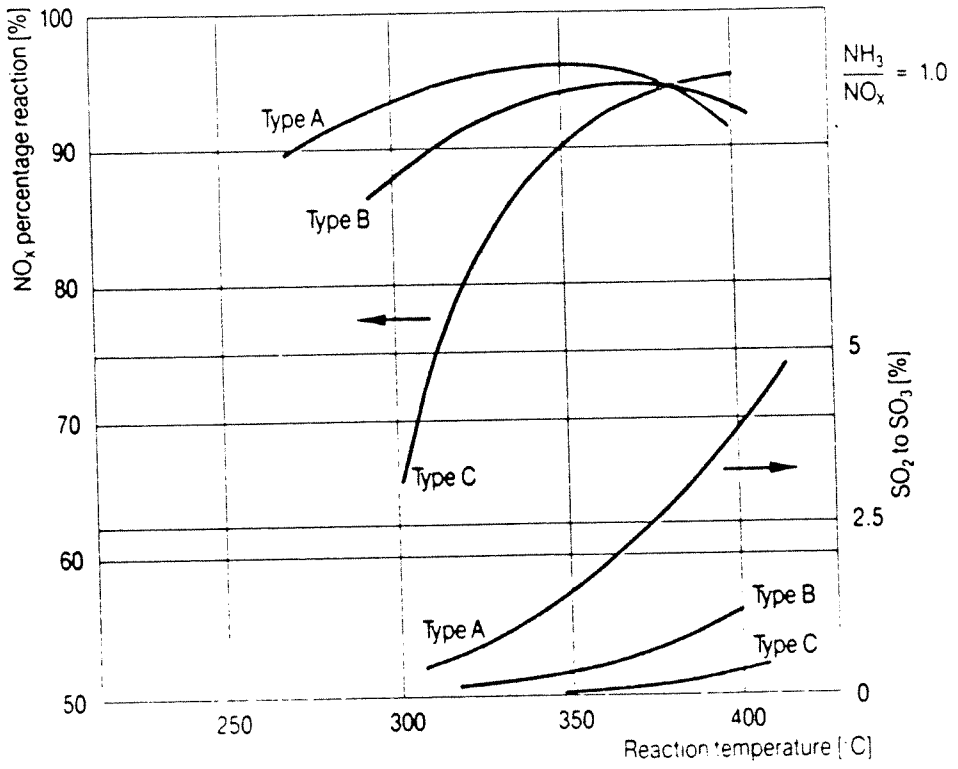
"High Dust" är den vanligaste principen för kol och den enda tillämpade för olja och innebär att SCR-reaktorn placeras direkt efter pannan i konvektionsdelen, där temperaturen är drygt 300 °C vid normal drift. Katalysatorn

placeras oftast så att gasen strömmar uppifrån och ned genom de olika lagren. Ett undantag är Donaustadt-anläggningen i Wien (se avsnitt 5.1.3).

Eftersom stoft kan förorsaka igensättningar och orsaka slitage förekommer även **Low Dust**-applikationer. I **Low Dust** fallet placeras ett varmt elfilter före katalysatorn. Low Dust kan ge en kompaktare installation om mindre kanalarea väljs.

En tredje möjlighet för placering av katalysatorn är efter svavelrening och stoftrening så kallat **Tail End** (ibland även kallad Low Dust). Denna placering kräver återvärmning av rökgasen, till över 300 °C, med gas eller ånga. Fördelen är en SO_3-fattig rökgas utan stoft. Denna princip är särskilt lämpad vid retrofit, eftersom ingreppen i pannan är små.

En katalysator för kol bör vara mekaniskt erosionstålig om den placeras i High dust-läge då stoftbelastning kan bli hög. Särskilda "dummy"-lager installeras för att styra upp rökgasen och rikta in stoftflödet så att erosionen minimeras. För både olje- och kolapplikationer måste katalysatorn vara selektiv så att SO_2-oxidationen minimeras. Figur 3.10 visar olika katasysatorers verkningsgrad och motsvarande SO_2-konvertering. Katalysatorn typ A i diagrammet har högst aktivitet och typ C lägst. Denna typ av diagram skall alltid visas i samband med katalysatorköp.



Figur 3.10 Relation mellan verkningsgrad hos katalysatorn och konverteringsgrad av SO_2 som funktion av reaktionstemperaturen. (SGP)

Figure 3.10 Relation of NO_x percentage reaction SO_2/SO_3 conversion rate and reaction temperature.

Figur 3.11 visar en lista över olika katalysatorer från BASF. Tabellen visar variationer i kanalöppning väggtjocklek, längd och antal kanaler. De översta är tänkta för kol och de med mindre kanalarea och tunnare väggar är avsedda för stoftfri gas från olje- eller naturgaseldning.

BASF Katalysator 04-85

Der Schlüssel zur Entfernung
von NO_x aus Rauchgasen

Typ	Pitch	Wandstärke	Kantenlänge	Länge	Anzahl der Kanäle	Öffnungsverhältnis	Oberfläche nominal	mind. Druckfestigkeit quer/länge
Dimension		mm	mm	mm	Stück	%	m^2/m^3	kg/cm^2
427/10	7.4	ca 1.3	ca 150	max 1000	20 x 20	ca 64	427	ca 7/20
440/10	7.4	ca 1.1	ca 150	max 1000	20 x 20	ca 69	440	ca 7/20
485/10	6.7	ca 1.0	ca 150	max 1000	22 x 22	ca 70	486	ca 7/20
545/10	6.0	ca 1.0	ca 150	max 1000	25 x 25	ca 67	545	ca 7/20
751/25	4.2	ca 0.8	ca 150	max 600	35 x 35	ca 65	751	ca 5/15
751/60	4.2	ca 0.8	ca 150	max 600	35 x 35	ca 65	751	ca 5/15
853/25	3.7	ca 0.7	ca 150	max 600	40 x 40	ca 64	853	ca 5/15
853/60	3.7	ca 0.7	ca 150	max 600	40 x 40	ca 64	853	ca 5/15
Strömungsgleichrichter (Dummy)		ca 2.0	ca 150	200-300	13 x 13	min 60	275	ca 7/20

Kolumnerna betyder från vänster till höger: Typ, Hålstorlek, Väggtjocklek, Kantlängd, Elementlängd, Öppningsförhållande, Specifik yta och Tryckhållfasthet på tvären/längden.

Figur 3.11 Tabell över katalysatortyper. (BASF)

Figure 3.11 List over differrent types of catalyst from BASF.

Det är bland annat katalysatorns yta som bestämmer hur effektiv katalysatorn är och hur mycket katalysator det går åt. Det som i tabellen kallas "Oberfläche" uttryckt i m^2/m^3 anger den relativa effektiviteten hos katalysatorn uttryckt i katalysatoryta per m^3 katalysator. Exempelvis tar typ 427/10 dubbelt så stor plats som 853/60 om samma avskiljningsgrad önskas.

3.4 RENINGSANLÄGGNING FÖR GASTURBINER

Kännetecknande för SCR-katalysatorer för gasturbiner är den kompakta installationen, som är möjlig med stoftfria gaser. Katalysatorn placeras i avgaspannan efter överhettarna och kokytorna där drifttemperaturen är den rätta. Det förekommer att förångardelen delas för att ge utrymme för katalysatorn. Tvärsnittarean bestäms av avgaspannan och antalet lager av önskad avskiljningsgrad. Är bränslet svavelfritt kan katalysatorn göras mycket aktiv och installationen blir mycket kompakt.

Vid val av katalysatortyp måste också hänsyn till tryckfallet tas eftersom en gasturbins nettoeffekt påverkas negativt av mottryck på rökgassidan. De kompakta katalysatortyperna har betydligt högre tryckfall än exempelvis katalysatorer av plattyp eller extruderade med större kanalöppningar.

Ett exempel på plattkatalysator för gasturbin är Willamette Industries i Californien, USA. Katalysatorn är från Babcock-Hitachi och hela arrangemanget visas i figur 3.12.

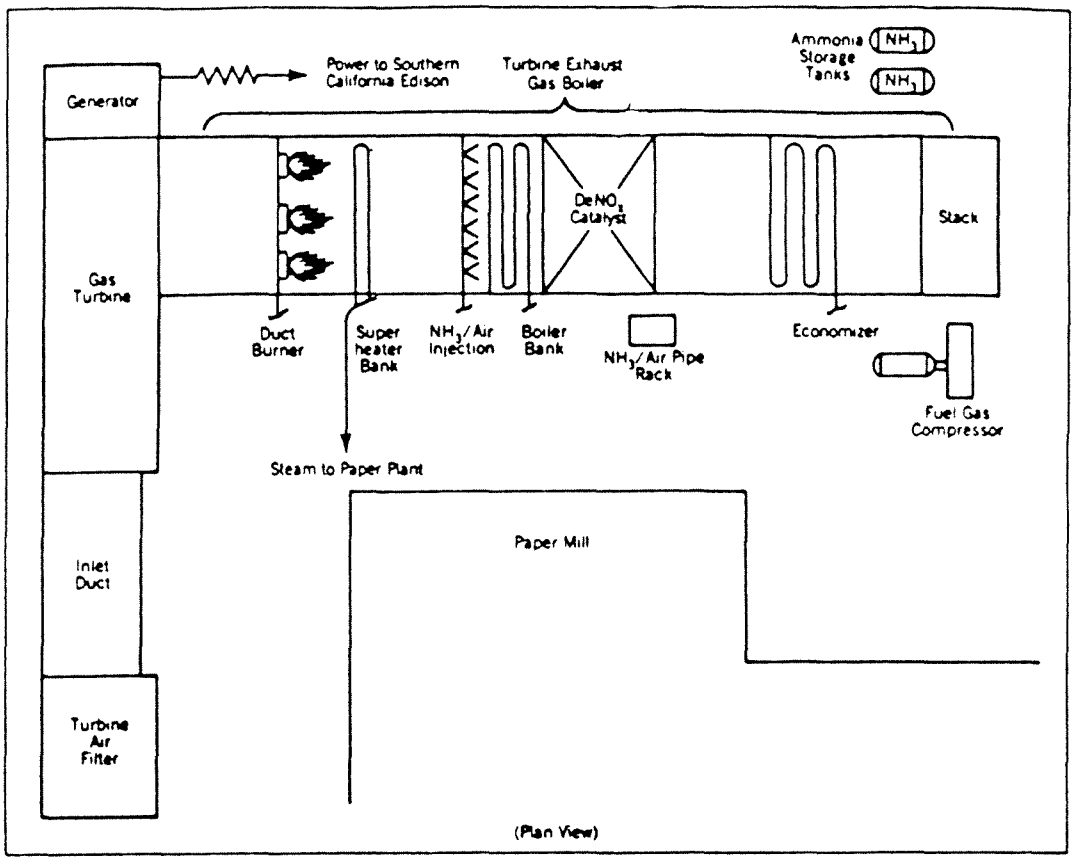
Katalysatorn har titandioxidbas med lågt tryckfall, som av många anses viktigare än kompakt design. Tabellen nedan visar några typiska data. Ammoniakslippen anges till under 5 ppm. Beräkning baserad på molförhållande och avskiljningsgrad ger 2-3 ppm för drift.

	Design	Start-up	Drift
Inlopp NO_x ppm (t)	75	75	75
mg NO_2/MJ	128	128	128
Utlopp NO_x ppm (t)	15	15	10-12
mg NO_2/MJ	26	26	17-20
Avskiljningsgrad %	80	80	84-87
NH_3/NO_x molförhållande	0,93	0,83	0,85-0,89
Tryckfall katalysator (kPa)	0,5	0,3	0,3

En annan typ av katalysator lämpad för gasturbiner tillverkas av Johnson-Matthey och utgörs av en well-pappliknande stålplåt täckt med bärare och aktiv komponent. Katalysatorn dopas med platina eller palladium och görs oftast mycket aktiv. För 80 % avskiljning behövs bara två lager på vardera 2-tums tjocklek. Det största kraftvärmeverket med denna katalysatortyp är Placerita i Californien på 100 MW(e) netto fördelat på två gasturbiner och en ångturbin. Anläggningen har både SCR-reaktor för NO_x- och oxidationskatalysator för CO. Även denna katalysatortyp har lågt tryckfall (cirka 4,5 mbar) och enligt tillverkaren oöverträffad motståndskraft mot temperaturchocker. (Anläggningen var när detta skrevs ej tagen i drift). Den höga aktiviteten är dock olämplig för svavelhaltigt bränsle.

Emissionen från anläggningen beräknas till cirka 7 ppm (12 mg/MJ) motsvarande cirka 82 % avskiljningsgrad.

Katalysatorinstallationer efter en gasturbin måste klara stora och snabba temperaturvariationer vid uppstart. Beroende på var i panna katalysatorn placeras kan temperatur trancienten dämpas. Enligt uppgift från tillverkare kan både plattypen och den extruderade typen klara de normalt förekommande temperaturstegringar under förutsättning att katalysatormassan är torr.



Figur 3.12 Kraftvärmeverket i Willamette, Ca, USA. (20)

Figure 3.12 Cogeneration plant plot plan – Willamette industries, Oxnard, Ca, USA.

3.5 RENINGSANLÄGGNING FÖR DIESEL- OCH GASMOTORER

I Europa förekommer olje- och naturgaseldade dieselkraftverk. Hittills har användningen av dieselmotorer ej blivit så omfattande, trots hög verkningsgrad och högt alfavärde. Viktiga orsaker till den begränsade användningen är höga bränslepriser, storleksbegränsningen men också de stora mängderna NO_x som bildas vid dieselmotordrift. För att åstadkomma en reduktion av NO_x-utsläppen har hittills två vägar provats:

- Minimering av NO_x-produktionen vid förbränningen i motorerna, tyvärr på bekostnad av verkningsgraden.

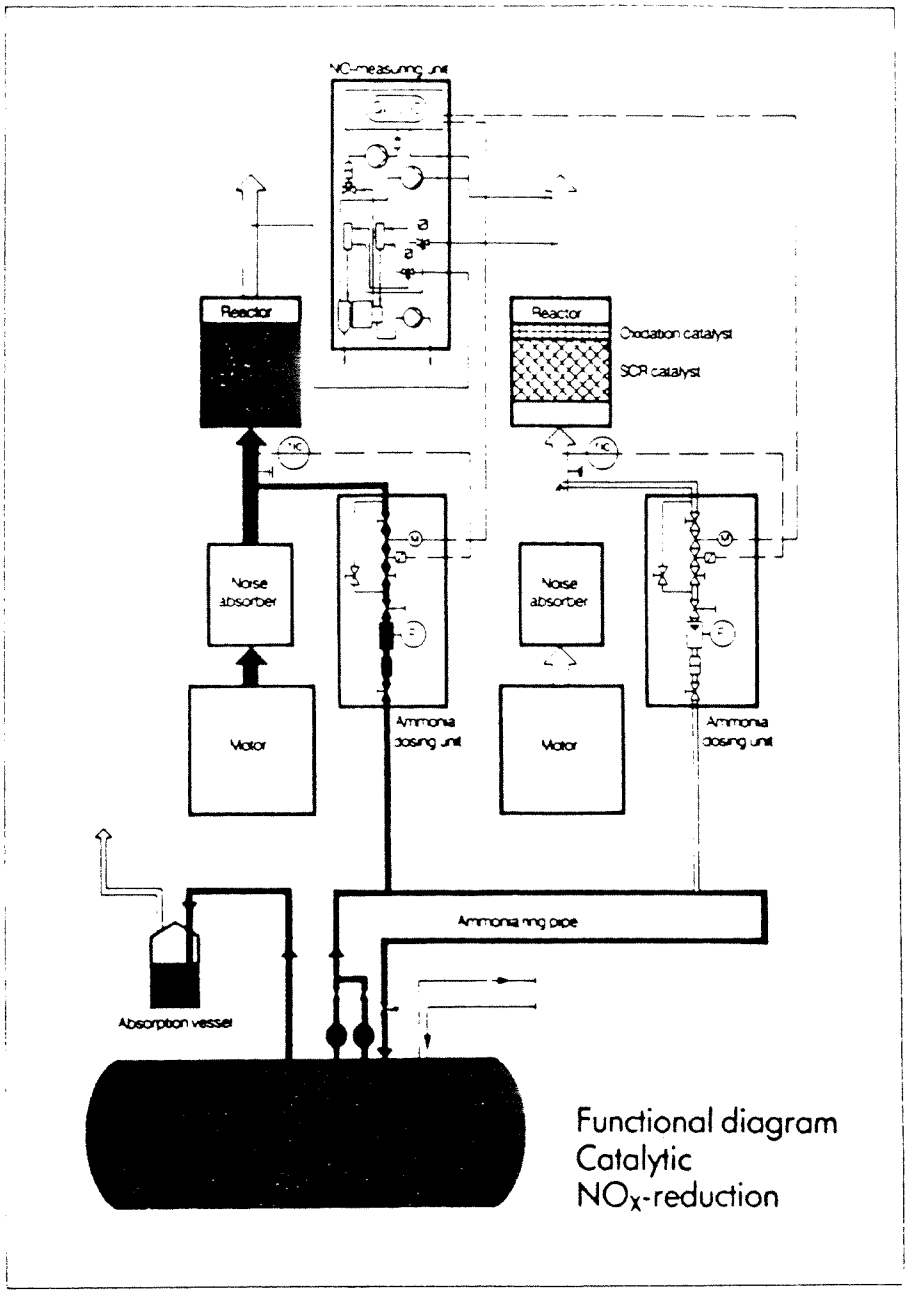
- Införande av katalysatorer efter motorerna.

Ännu så länge har åtgärderna i samband med förbränningen i motorerna ej nått längre än att ytterligare rening behövs.

Endast ett fåtal installationer av SCR-katalysatorer kopplade till dieslar har ännu installerats i världen. Alla kommersiella har så vitt vi vet zeolit-katalysatorer och de flesta har levererats av STEULER. De flesta är mycket små, se Bilaga 3.

Även katalysatorer för dieslar arbetar i temperaturområdet 300–480 °C. Figur 3.13 visar ett funktionsschema för en SCR-reaktor av Steulers fabrikat. Följande huvudkomponenter kan nämnas:

- Reaktor med molekylärsiktkatalysator (ibland även oxidationskatalysator).
- Doserstation för ammoniak.
- Mät- och reglertekniska enheter.
- Lagringstank för ammoniak.



Figur 3.13 Principschema över SCR-system för dieselkraftverk. (Steuler)

Figure 3.13 Functional diagram catalytic NO_x-reduction.

3.6 STARTFÖRLOPP PANNOR, GASTURBINER OCH DIESLAR

Det som bestämmer hur mycket extra utsläpp en panna avger under start-förloppet på grund av att SCR-reaktorn och NO_x-reningen inte fungerar från start är temperaturhöjningen hos rökgasen och det orenade NOx-utsläppet under startproceduren.

För en kolpanna kan det se ut som i figur 3.14 hämtad från Altbach Block 5. Denna anläggning är en mellanlastpanna och stängs av dagligen under sommarhalvåret och över veckosluten på vinterhalvåret. Det enda som hindrar omedelbar start av katalysatorreningen är att temperaturen i reaktorn måste över 316 °C (enligt specifika driftinstruktioner), innan ammoniaken kan släppas på. Isoleringen har dimensionerats så att avkylningen över veckoslut inte skall bli för stor (0,6 °K/h) för att slippa utrustning för värmning. Tiden från start till att ammoniaken slås på är efter nattstopp 30 min och 45-60 min efter veckoslutstopp. NO_x-utsläppet är för pannor utan låg-NOX-brännare i princip lastberoende.

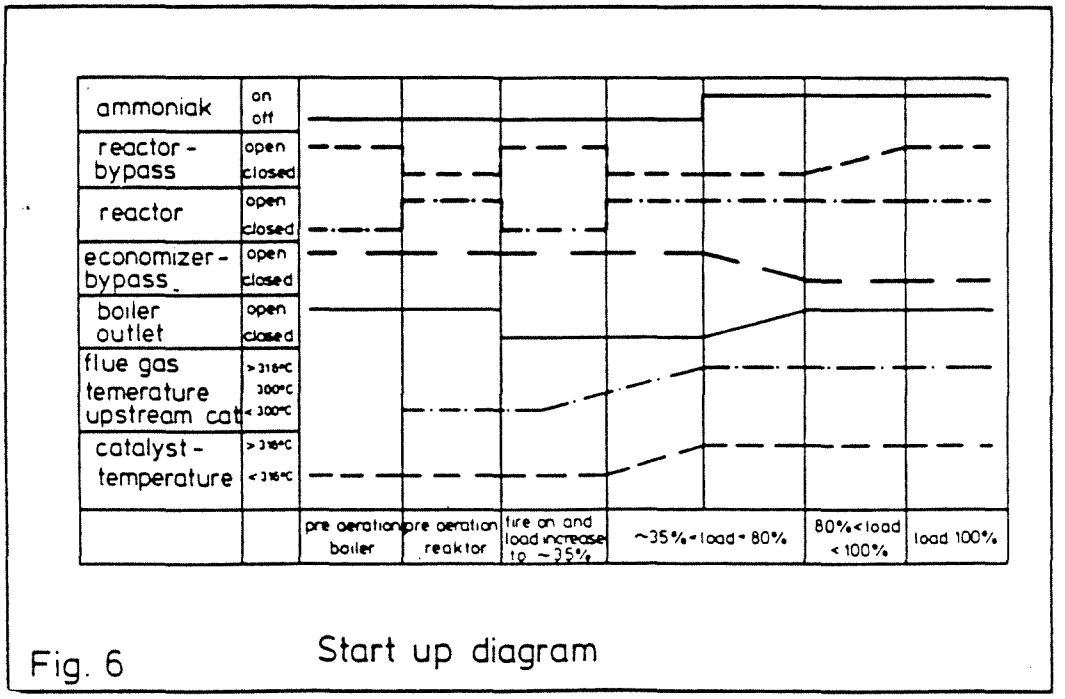


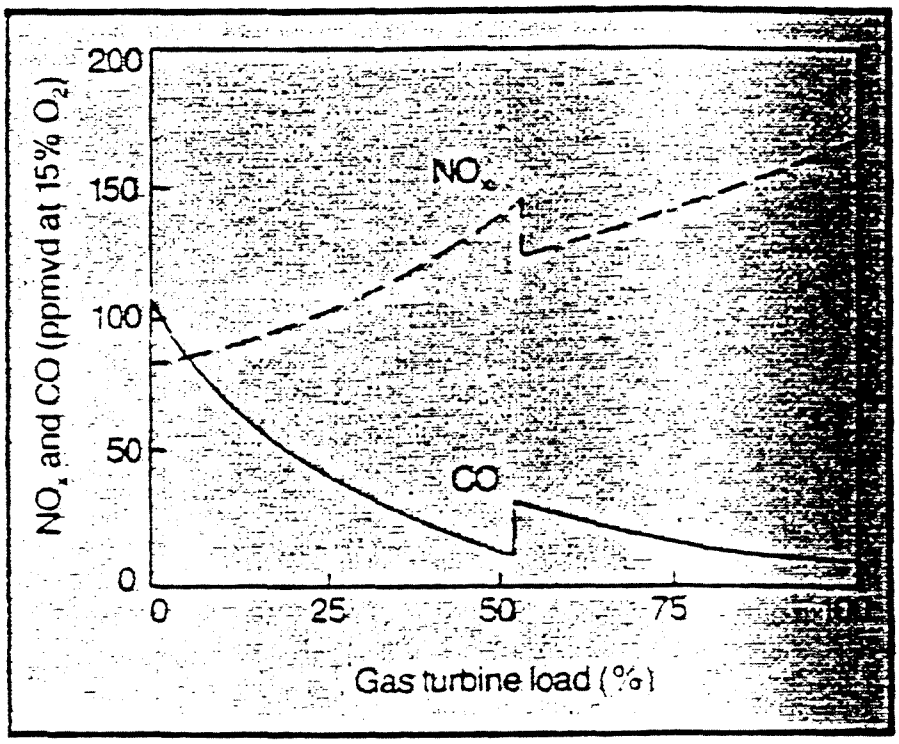
Fig. 6 Start up diagram

Figur 3.14 Startdiagram för Altbach Block 5. (17)

Figure 3.14 Start up diagram for Altbach Block 5.

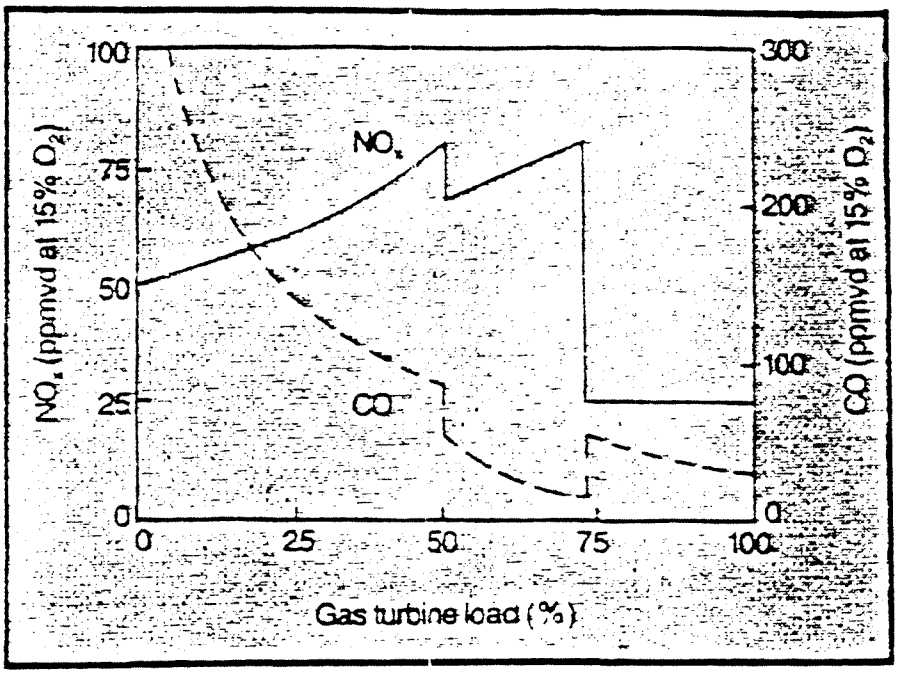
För gasturbin kan startförloppet och NO_x-utsläppet se ut som i figur 3.15 och figur 3.16. Diagrammen är hämtade från General Electric och gäller deras 9F-turbin med låg-NO_x-brännare utan SCR. För oljeeldning har man inte nått så långt som för naturgaseldning. Den sågtandade NO_x-kurvan beror på att uppstart sker med en vanlig diffusionsflamma för att erhålla en jämn och

stabil förbränning under den första uppvärmningen. Vid 50 % (enligt diagrammet) övergår man till tvåstegs bränsletillförsel och lasten kan ökas till 75 % utan högre NO_x än vid 50 %. Vid cirka 75 % last och däröver förblandas luft och cirka 90 % av andra stegets bränsle, varvid mycket låga NO_x-utsläpp nås. Antalet tänder på startdiagrammet varierar från turbin till turbin beroende på antalet brännargrupper.



Figur 3.15 NO_x mot last för General Electric-turbin 9F med olja.

Figure 3.15 NO_x as load for oil-operation. GE 9F.



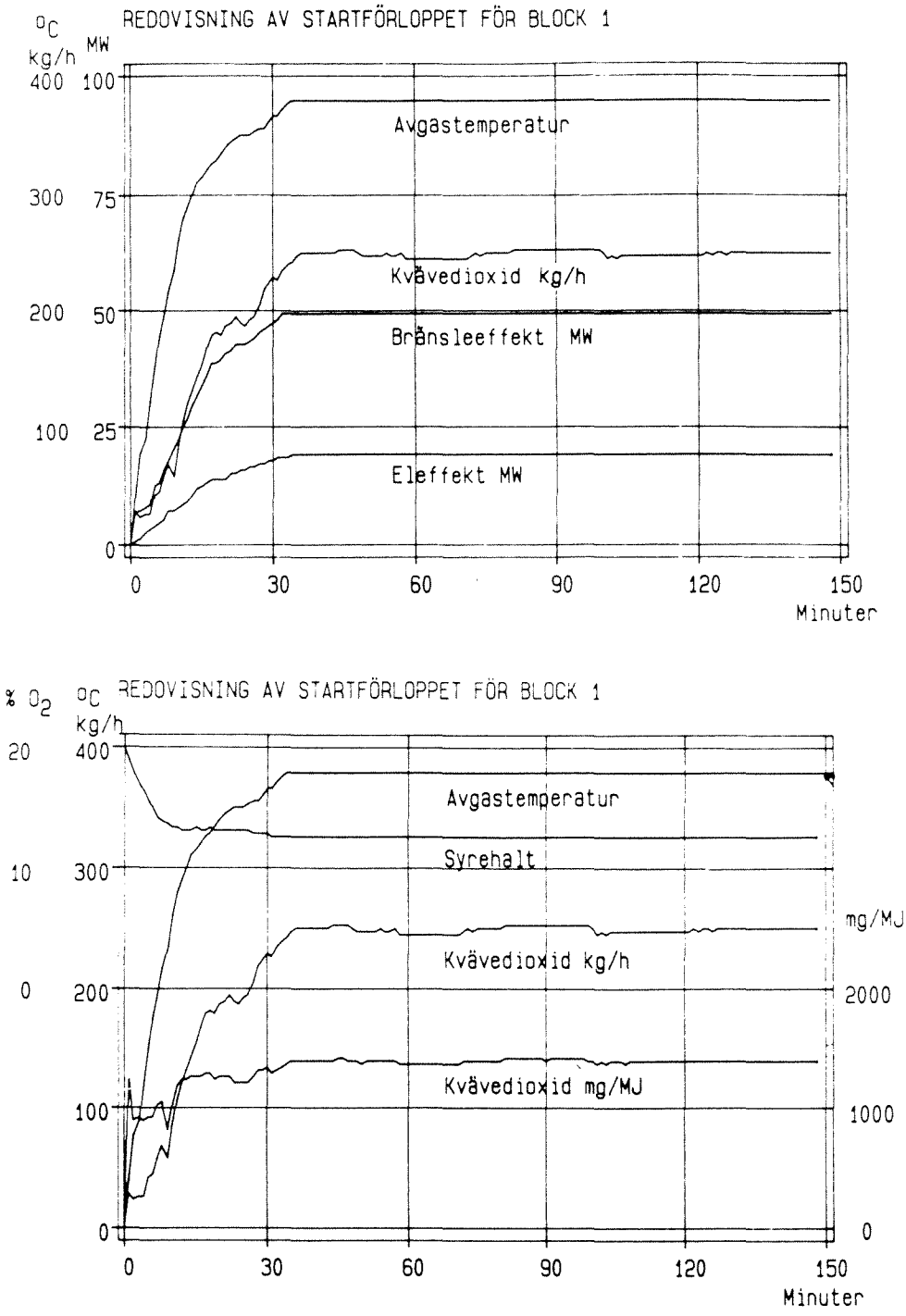
Figur 3.16 NO_x mot last för General Electric-turbin 9F med naturgas.

Figure 3.16 NO_x vs load for natural gas-operation. GE 9F.

Startförloppet hos en gasturbin tar 15-30 min.

En dieselanläggning byggs oftast för topplast och kan starta mycket fort. Det tar cirka 10 min innan rökgasen är över 300 °C. Beroende på katalysator-temperatur vid start tar det ytterligare tid för att nå arbetstempertur för katalysatorn.

I diagrammen nedan redovisas kallstartförloppet för ett 19 MW(e) diesel-aggregat. Efter 15 min är avgastemperaturen 300 °C och 5 min senare är den 350 °C. Enligt uppgift från katalysatortillverkare är katalysatorn varm (över 300 °C) efter 21 min efter kallstart.



Figur 3.16 Startförloppet för 19 MW(e) dieselaggregat.

Figure 3.16 Start-up sequence for a 19 MW(e) diesel engine.

Av figur 3.16 kan utläsas att utsläppet ligger strax under 1 000 mg/MJ de första 15 minuterna för att sedan gå upp till cirka 1 400 mg/MJ vid fullast. Utsläppet uttryckt i kg/h stiger i det närmaste linjärt med lasten. Denna diesel körs som kraftvärme med ett alfavärde nära och med cirka 80 % verkningsgrad.

3.7 RÄKNEEXEMPEL FÖR STARTFÖRLOPP FÖR KATALYSATOR

I tabellen nedan presenteras ett antal räkneexempel gällande totala utsläppet från en anläggning försedd med katalytisk rening med hänsyn tagen till den sämre rening som föreligger vid start- och stoppsekvenserna.

Siffrorna i tabellen är framtagna i samarbete inom referensgruppen baserat på uppgifter från tillverkare men gör inte anspråk på fullständighet och exakthet.

TYP	DRIFT-TID	ANTAL STARTER	START TID	STOPP TID	UTAN RENING	UTAN RENING vid start	VILLKORS KRAV	RENINGS-KRAV	% STARTo STOPP av TOTAL	AVSKILJNINGSGRAD under drift vid olika tillgänglighet		
											100%	98%	95%
	h	st/år	h	h	mg/MJ	mg/MJ	mg/MJ	mg/MJ	%(h)	% *)	% **)	% **)	% **)
KOL	4000	10	2.0	0.5	200	200	50	49.5	0.6	75.0	75.2	77.2	80.2
KOL	4000	10	2.0	0.5	300	200	50	49.5	0.6	83.3	83.5	85.5	88.5
KOL	4000	10	2.0	0.5	400	400	50	48.9	0.6	87.5	87.8	89.8	92.8
KOL	4000	10	2.0	0.5	200	200	30	29.5	0.6	85.0	85.3	87.3	90.3
KOL	4000	10	0.5	0.5	200	200	30	29.8	0.3	85.0	85.1	87.1	90.1
KOL	1200	150	0.5	0.5	150	150	50	43.8	12.5	66.7	70.8	72.8	75.8
KOL	1200	150	1.0	0.5	150	150	50	40.6	18.8	66.7	72.9	74.9	77.9
KOL	1200	150	0.5	0.5	150	200	50	40.6	12.5	66.7	72.9	74.9	77.9
KOL	1200	150	0.5	0.5	150	150	30	22.5	12.5	80.0	85.0	87.0	90.0
OLJA	4000	25	1.5	0.5	500	500	100	97.5	1.3	80.0	80.5	82.5	85.5
OLJA	2000	25	1.5	0.5	500	500	100	95.0	2.5	80.0	81.0	83.0	86.0
OLJA	1200	150	1.5	0.5	500	500	100	50.0	25.0	80.0	90.0	92.0	95.0
OLJA	240	30	0.5	0.5	500	500	100	75.0	12.5	80.0	85.0	87.0	90.0
OLJA	4000	25	1.5	0.5	150	100	50	49.7	1.3	66.7	66.9	68.9	71.9
OLJA	2000	25	1.5	0.5	150	100	50	49.4	2.5	66.7	67.1	69.1	72.1
OLJA	1200	150	1.5	0.5	150	100	50	43.8	25.0	66.7	70.8	72.8	75.8
OLJA	240	30	0.5	0.5	150	100	50	46.9	12.5	66.7	68.8	70.8	73.8
OLJA	3000	25	1.5	0.5	400	200	100	99.2	1.7	75.0	75.2	77.2	80.2
GASTURBIN	720	90	1.0	0.5	500	500	100	62.5	18.8	80.0	87.5	89.5	92.5
GASTURBIN	720	90	1.0	0.5	500	500	100	62.5	18.8	80.0	87.5	89.5	92.5
GASTURBIN	720	90	0.5	0.5	500	500	100	75.0	12.5	80.0	85.0	87.0	90.0
GASTURBIN	4000	10	1.0	0.5	100	100	15	14.8	0.4	85.0	85.2	87.2	90.2
GASTURBIN	4000	10	0.5	0.5	100	100	50	49.9	0.3	50.0	50.1	52.1	55.1
GASTURBIN	4000	10	0.5	0.5	100	100	30	29.9	0.3	70.0	70.1	72.1	75.1
GASTURBIN	4000	10	0.5	0.5	50	100	15	14.9	0.3	70.0	70.2	72.2	75.2
GASTURBIN	6000	150	0.5	0.5	100	100	15	13.9	2.5	85.0	86.1	88.1	91.1
GASTURBIN	4000	25	0.5	0.5	400	400	50	48.9	0.6	87.5	87.8	89.8	92.8
GASTURBIN	4000	25	0.5	0.5	400	400	100	99.1	0.6	75.0	75.2	77.2	80.2
GASTURBIN	1500	25	0.5	0.5	100	100	50	49.6	1.7	50.0	50.4	52.4	55.4
DIESEL	4000	25	0.33	0.1	1500	1500	200	198.3	0.3	86.7	86.8	88.8	91.8
DIESEL	4000	25	0.33	0.1	1500	1500	100	98.1	0.3	93.3	93.5	95.5	98.5
DIESEL	4000	25	0.33	0.1	1500	1500	50	48.1	0.3	96.7	96.8	98.8	101.8
DIESEL	1500	50	0.33	0.1	1500	1500	200	190.7	1.4	86.7	87.3	89.3	92.3
DIESEL	1500	50	0.33	0.1	1500	1500	150	140.3	1.4	90.0	90.6	92.6	95.6
DIESEL	1500	50	0.33	0.1	1500	1500	50	39.6	1.4	96.7	97.4	99.4	102.4
DIESEL	200	20	0.33	0.1	1500	1500	200	172.1	4.3	86.7	88.5	90.5	93.5
DIESEL	200	66	0.33	0.1	1500	1500	200	107.8	14.2	86.7	92.8	94.8	97.8
DIESEL	200	66	0.33	0.1	1500	1500	100	0.7	14.2	93.3	99.96	102.0	105.0
DIESEL	200	20	0.15	0.1	1500	1500	150	133.1	2.5	90.0	91.1	93.1	96.1

*) Avskiljningsgrad om start och stoppförloppet undantas från årsmedelvärdet.
**) Avkiljningsgrad om start och stopp samt bristande tillgänglighet räknas in årsmedelvärdet.

Avsikten med beräkningsexemplen är att ge ett hjälpmedel vid funderingarna kring start och stopp. Hur mycket arbete och pengar skall läggas ned på att korta ned tiderna? Skall förvärmning av katalysatorn installeras? Skall by-pass installeras?

Tabellen redovisar ett antal uträkningar, som visar hur mycket bättre renings-

gängligheten hos reningsutrustningen om anläggningen körs vidare med reningen avställd. Tillgängligheten hos pannanläggningen som helhet återspeglas i antalet stopp.

Tabellen är indelad i fyra segment, pannor för kol respektive olja samt gasturbin och diesel. Exemplen omfattar såväl baslastpannor som topplastpannor.

Startförloppet är i dessa beräkningar approximerat till en linjär lastökning från noll till fullast på den angivna tiden. Medeleffekten under startförloppet är således halva maxeffekten. Även för stoppförloppet är medeleffekten halva maxeffekten.

Den orenade emissionen är ofta beroende av lasten. Exempelvis är utsläppet från äldre pannor med relativt höga NO_x-nivåer starkt lastberoende. I vissa exempel i tabellen har vi räknat med detta. Var framgår av kolumn 6 "Utan rening vid start", som i dessa fall är reducerad relativt kolumn 5 "Utsläpp utan rening".

Bedömning av start- och stopptiderna är svår och anges ofta av leverantörerna som start- och stopptiden för den anläggning SCR-utrustning renar. Vid stopp tillkommer av leverantörerna rekommenderad vädring, som syftar till att avlägsna återstående ammoniak från katalysatorn. I princip stängs ammoniaken av och NO_x-emissionen observeras. Då NO_x-halten motsvarar den orenade halten stängs pannan av. I våra räkneexempel har den orenade stopptiden angivits till en halv timme.

Det som påverkar start- och stoppförloppen är främst tillåten temperaturgradient, katalysatormassan samt den temperatur katalysatorn har vid start.

Start- och stopptiden i relation till totala drifttiden samt den avskiljningsgrad, som är nödvändig för att innehålla uppställda villkor, är de faktorer som är viktigast för bedömningen hur stor start- och stoppförloppets inverkan på totala utsläppet blir.

Slutsatser

Baslastpannor för kol eller olja med långa drifttider är ganska oberoende av om uppstarten räknas in eller inte. Få starter och kort starttid relativt total drifttid är anledningen.

Topplastanläggningar, som i regel är gasturbin eller diesel, är mycket beroende av att startförloppet kan ske snabbt och att stoppen blir så få som möjligt. Nästan dubbla reningskravet kan bli en följd av att startförloppet räknas in i utsläppsmängden. Används GT eller diesel som baslast, gäller naturligtvis samma inverkan av start och stopp som för kol och olja.

Tillgängligheten har stor inverkan oavsett typ av drift (baslast eller topplast). Redan 98 % SCR-tillgänglighet kan öka avskiljningskravet med 2-5 %. Normal tillgänglighet hos en katalysatoranläggning ligger över 98 %.

4 BESKRIVNING AV ERFARENHETER FRÅN MONTAGE OCH DRIFT

Inledning

Drifterfarenheter från SCR-anläggningar föreligger i första hand från konventionella kol- och oljeeldade pannanläggningar. Den största delen av drifterfarenheterna har hämtats från kraftverksindustrin med tyngdpunkt på tyska och österrikiska erfarenheter.

Tyska Umweltbundesamt (motsvarigheten till Naturvårdsverket) anser att man vid drift med gasturbiner redan nu kan nå utsläppsvärden lägre än 100 mg NO_x/Nm^3 vid t ex gasturbinanläggningar större än 100 MW_e. Därför anser man i Tyskland att det ej är eller behöver bli aktuellt med SCR-anläggningar vid gasturbindrift. I Österrike och i USA resonerar man annorlunda och ett flertal installationer är utförda.

Vid dieselmotordrift med gas och olja måste SCR-tekniken användas. Det visar sig ibland, att det är svårt att dosera ammoniak (NH_3) utan att problem uppstår. Vid drift av dieselmotorer med bränslen innehållande svavel kan det uppstå problem med avlagringar av ammoniumbisulfat på katalysatorerna.

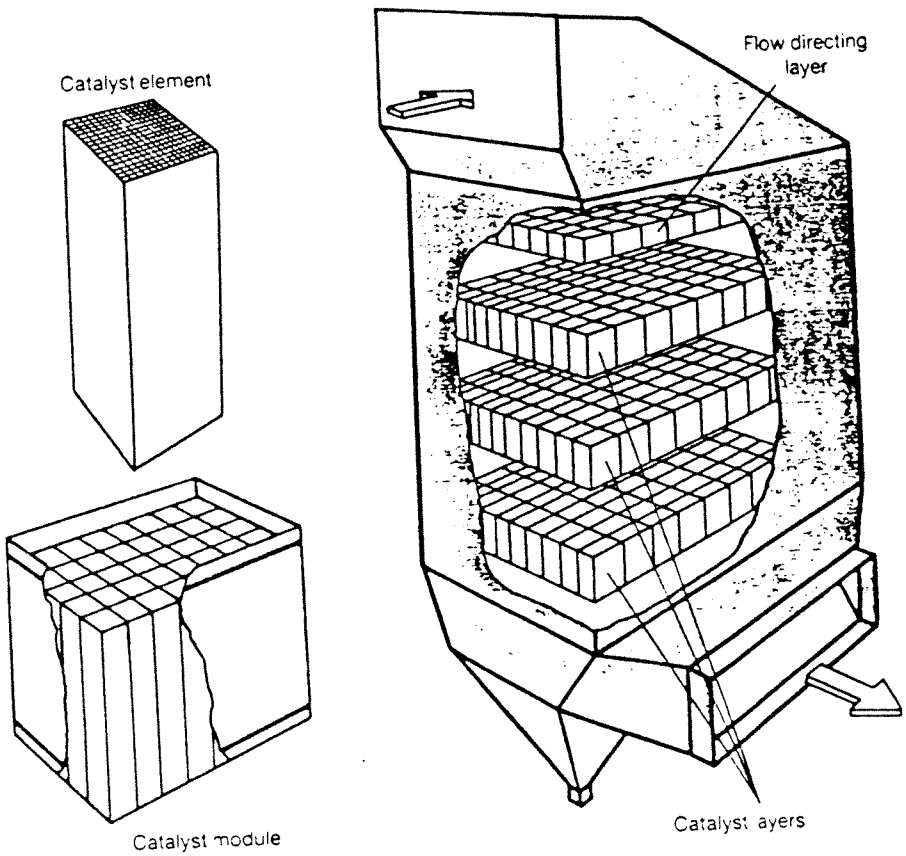
Här följer en redogörelse för drifterfarenheter från montage och underhåll. Den följande redogörelsen bygger på uppgifter, som erhållits från litteraturstudier, korrespondens, telefonsamtal och vid studiebesök.

4.1 TRANSPORT, MONTAGE OCH IDRIFTTAGNING

4.1.1 Transport, lagring på byggnadsplatsen

Transporten från tillverkaren till användningsplatsen sker vanligtvis med lastbil, som är försedd med luftfjädring och utrustad med plant flak och ibland även med sluten påbyggnad. Under biltransporten är katalysatorerna väl fästade så att de ej skall kunna glida. Mellan katalysatormodulerna läggs såväl träbjälkar som mjukt dämpande material. Speciella säkerhetsåtgärder såsom användning av andningsskydd krävs ej.

Katalysatormodulerna (se figur 4.1) levereras komplett monterade på transportplattor av trä och fasthållas på plattorna med hjälp av metallband. Dessutom är katalysatorerna skyddade mot stoft, fukt och andra föroreningar genom plastinklädnad. Demontage av transportskyddet sker först när katalysatorn kommer till NO_x-anläggningens montageöppning.



Figur 4.1 Uppbyggnad av en DENOX-reaktor med katalysatorelement, modul och lager.

Figure 4.1 Configuration of catalyst elements, modules and layers in the DENOX-reactor.

Alla transporter av katalysatorerna till och från lastbil och i anläggningen sker vanligtvis med gaffeltruck.

Kraven på varsam hantering är stora och gäller framförallt katalysatorer med stomme av keramiskt material. Katalysatorer med plåtstomme är inte riktigt lika känsliga för stötar.

4.1.2 Montage

4.1.2.1 Montageförberedelse

Före start av katalysatormontaget genomförs en detaljerad genomgång med all berörd personal. All annan lossnings- och lyftningsverksamhet för interna behov stoppas i pannhuset under den tid som montaget av katalysatorerna pågår.

4.1.2.2 Montagegenomförande

Katalysatormontaget inleds alltid med det översta planet i reaktorn. Katalysatormodulerna lyfts försiktigt upp till respektive huvudmontageöppning och först där lossas metallbanden och folieförpackningen (vid torr väderlek). Vid fuktig väderlek får förpackningen tas bort först när katalysatorn har kommit in i reaktorn (det betyder i torrt område).

Alla vertikala transporter uppe i reaktorn skall ske med välanpassade lyftanordningar. I montageöppningen placeras katalysatorn på en specialtransportvagn, som förflyttas på en montagebrygga. Det betonas extra noga, att man bland annat vid montage och inspektion absolut ej får gå på katalysatormodulerna utan endast kliva på särskilda, arrangerade "korspunkter", som är väl understödda.

Avtätning av katalysatormodulerna

Det betonas att katalysatorerna måste vara väl avtätade, genom svetsning av tätningsjärn, för att förhindra läckage förbi katalysatorn och att ledskenor i inloppen är arrangerade så att gaserna fördelas jämnt över katalysatorytan.

När modulmontaget är klart, får svetsning ske endast med WIG-metoden eller liknande, vars svetsgaser inte skadar katalysatorn. Under svetsarbeten måste modulerna övertäckas med aluminiumplankor eller dylikt.

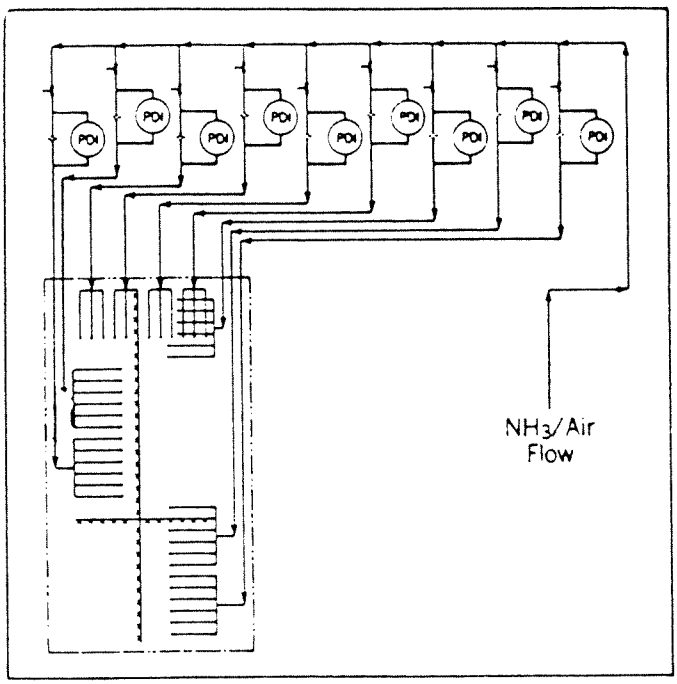
4.1.3 Idrifttagning

4.1.3.1 Idrifttagning och provdrift

För att de inmonterade katalysatorernas aktivitet skall utnyttjas optimalt måste inblandningen av reduktionsmedlet NH_3 anpassas till NO_x-koncentrationsfördelningen före den första katalysatorlagret. Det lokala molförhållandet NH_3/NO_x bör inte avvika mer än ± 5 % från medelmolförhållandet.

Inställningen av ventilerna för NH_3-doseringen görs under idrifttagningen, och då genomförs mätningar av NO_x-profil och flöden vid olika lastpunkter. Ofta görs modellförsök för nya installationer för att få fram underlag för ammoniakdoseringen.

De flesta leverantörer lägger ned mycket stor möda på ammoniakdoseringen. Figur 4.2 visar dysarrangemanget hos Hitachi med ett stort antal separat justerbara ramper med tryckmätare och ventiler.



Figur 4.2 Dysarrangemanget hos Hitachi. (20)

Figure 4.2 NH_3/air injection grid.

Det tyska företaget VEBA Kraftwerke Ruhr (VKR) har utvecklat ett helt system, som de kallar MARA-Messystem (Mobile-Automatische-Rauchgasanalyse-Anlage). Denna utrustning är utvecklad för att möjliggöra analys av NO_x-profilen och därefter ställa in ammoniakdoseringen. Systemet består i

ett rörarrangemang, som möjliggör nätmätning i 100 punkter över kanalarean på mindre än en halv timme. MARA kräver ett dysarrangemang typ Hitachis för att komma till sin rätt.

Genom mätningar efter reaktorn vid 100 % panneffekt fastställs NH_3-genomsläppet företrädesvis genom våtkemisk metod. Dessutom fastställs tidsrymden, som är nödvändig efter avstängning av NH_3-tillförseln via dysorna till dess att den i katalysatorerna lagrade ammoniaken NH_3 försvunnit. Detta är nödvändigt att känna till vid avställning av $DENO_x$-anläggningen (se 4.2.1.4).

Genom mätning av SO_2 före reaktorn och SO_3 före och efter reaktorn bestäms SO_2/SO_3-konverteringskvoten.

Därutöver genomförs under provdriften temperaturmätningar för att erhålla en uppgift om reaktorns och därmed även katalysatorernas uppvärmnings-, avkylnings-och stilleståndsförhållanden.

4.1.3.2 Kontrollmätningar

Genom mätningar verkningsgrad och ammoniakgenomsläpp visas att katalysatorerna uppfyller de garanterade egenskaperna. Det är viktigt att i god tid fastställa vilka mätmetoder, som skall användas för provningarna. För ändamålet monteras särskilda katalysatorelement in för att enkelt möjliggöra laboratorieanalyser av aktivitetsutvecklingen.

4.2 DRIFT - DENOX-ANLÄGGNING

4.2.1 $DeNO_x$-anläggningens driftsätt

4.2.1.1 Start

Vid start är katalysatorernas tillstånd av avgörande betydelse för hur starten skall ske. Därvid skall man skilja mellan kall-, varm- och hetstart. Detta är viktigt, eftersom katalysatorns temperatur vid start påverkar risken för kondensation på katalysatorn. Fukt är största hotet mot katalysatorn vid uppstart.

Man måste beakta, att det inför start kan förekomma extremt låga temperaturer, i olika delar av reaktorn. Därför är det viktigt att kartlägga rökgastemperaturen så exakt som möjligt såväl före som efter reaktorn.

Vid start från varmt och hett tillstånd är det motiverat att minimera vädringen av reaktorn för att därigenom minimera katalysatorernas avkylning och förlänga startförloppet i onödan.

Start från kallt tillstånd

Vid start av katalysatorn anses det som kallstart, när start- och vädrings-förloppet sker vid lägre temperatur hos rökgasen efter SCR än 150°C.

Vid kallt tillstånd förvärms katalysatorn med varm förbränningsluft till minimum 60°C (vattendaggpunkten). Därvid rekommenderas en uppvärmningsgradient på 5 grader per minut.

När reaktorn är avstängd och "by-passen" öppnad tänds pannan och rök-gaserna leds förbi reaktorn till dess att rökgastemperaturen uppnått cirka 200°C. Därefter sker inkoppling av $DENO_x$-reaktorn och katalysatorn upp-värms då ytterligare med den heta rökgasen. Saknas by-pass är katalysatorn inkopplad redan från start. Det finns då risk att fukt kondenserar på katalysa-torn eller att dålig förbränning vid tändning av brännare kan ge sotpåslag. By-pass är vanlig vid kol- och oljepannor men väljs ofta bort när det gäller GT och diesel.

Omkopplingen av spjällen måste ske så att en temperaturgradient på max 5 grader per minut iakttas, tills katalysatortemperaturen (reaktoravloppet) mäter 120°C. Vid denna temperatur kan man utgå ifrån att en katalysator, som möjligvis var fuktig vid start, har fått sitt vatten utdrivet ur porerna, så att katalysatorn inte blir skadad av ångbildning vid högre temperaturer.

Den fortsatta upphettningen av katalysatorerna upp till drifttemperaturen skall följa en temperaturgradient av max 60 grader per minut.

Vissa leverantörer (Siemens) anser att temperaturskillnaden mellan uppvärm-ningsmedia och katalysator maximalt får vara 150°C för att förhindra termospänningar. Andra (SGP) visar testresultat där katalysatorerna klarat 400 °C temperaturdifferens.

Start från varmt eller hett tillstånd

Skillnaden mellan varmstart och hetstart består i skillnaden i katalysatortem-peratur vid startförloppets inledning. En varmstart föreligger när start- och vädringsförloppet av pannan kan försiggå vid en temperatur som överstiger 150°C gällande hela katalysatorn.

En hetstart föreligger när temperaturen i hela katalysatorn överstiger 280°C under hela start- och vädringsförloppet. Katalysatortemperaturen kan antingen bestämmas med inbyggda termoelement eller genom upprättande av avkyl-ningskurvor.

Siemens rekommenderar en maximal temperaturgradient på 60 grader per minut. Dock skall tändningen av pannan alltid ske över "reaktor-by-passen". Någramotsvarande utsagor har inte gjorts vad det gäller GT och diesel.

Enligt SGP är värmningshastigheten ej begränsande ens för en gasturbin. Prov med katalysator, som behandlats med temperaturchocker utan att aktiviteten minskar eller att mekanisk skada uppstår, visar detta.

Inkoppling av NH_3-insprutningen

När hela katalysatorn har en temperatur av 300–320 °C, kan inkopplingen av NH_3-doseringen inledas (stationär rökgasdrift). Lägre temperatur om svavelfritt bränsle och högre om svavel finns i bränslet. Orsaken är risken för ammoniumbisulfatutfällning.

4.2.1.2 Normaldrift

Med hjälp av katalysatorn reagerar rökgasens innehåll av kväveoxider med ammoniak till kväve och vattenånga.

Katalysatorn är utlagd för en viss drifttemperatur. Den undre temperaturen för drift av katalysatorena med NH_3 ligger kring 300–320 °C och den övre drifttemperaturen kring 450 °C. Varje katalysator designas för det temperaturområde som råder i anläggningen och svavelhalten i rökgasen. I figur 3.10 går att utläsa att för hög temperatur ofta ger för stor SO_2-konvertering och för låg avskiljningsgrad och ger en oaccetabelt hög "slip".

Eftersom katalysatorerna har en viss NH_3-lagringsförmåga verkar NH_3-ändringarna med fördröjning på NO_x-reduktionen. Vid utläggningen av NH_3-doseringen och regleringen måste denna fördröjningseffekt beaktas.

Stoftavlagring på katalysatorn

För att avlägsna stoftavlagring på katalysatorerna vid kolinstallationer (High Dust) installeras sotblåsare framför varje katalysatorlager.

När ånga används som sotblåsningsmedium, måste ångan ha tillräckligt hög entalpi för att kondensation ej skall ske på katalysatorn.

Stoftavlagring på katalysatorn orsakar en ökning av tryckförlusten. Därför måste mätning och registrering av tryckförlusten över varje katalysatorskikt ske, så att tryckförlusten som funktion av nedsmustningen och tiden kan bestämmas.

I samband med reaktorinspektion skall erosionsskador orsakade av stoft och/eller sotblåsning granskas. Vid behov modifieras sotblåsningen.

Genom installation av ett extra inaktivt katalysatorliknande s.k. "dummy"-lager före katalysatorn kan den stoftrika rökgasen riktas upp samtidigt som gasströmningensprofilen jämnas ut, varvid erosionen minskar.

4.2.1.3 Drift vid låga eller höga temperaturer

Katalysatordrift vid temperatur under 300–320 °C skall undvikas på grund av bildning av ammoniumsalter (kondensation inne i porerna, deaktivering). Ammoniumsalter uppstår vid närvaro av H_2O, SO_3 och små restmängder av NH_3, som bildar ammoniumbisulfat, NH_4HSO_4. Särskilt den på detta sätt

bildade, klibbiga och korrosivt verkande ammoniumbisulfaten kan falla ut på katalysatorn eller de efterföljande anläggningsdelarna som arbetar med ännu lägre temperatur.

Katalysatordrift vid temperaturer över 450°C skall undvikas på grund av att strukturförändringar i stället för att öka aktiviteten, påskyndar deaktiveringen och ökar SO_2-oxidationen.

4.2.1.4 Avställning av $DeNO_x$-anläggningen

Vid avställning av $DeNO_x$-anläggningen stängs NH_3 av när rökgastemperaturen före reaktorn når 320 °C eller något lägre temperatur vid gasdrift.

Grundläggande är dock att NH_3-doseringen stängs av innan eldningen avbryts. Avstängningen av NH_3-doseringen skall ske så tidigt, att NO_x-värdet efter reaktorn stiger upp till värdet före reaktorn för att säkerställa att också den i katalysatorn lagrade ammoniaken blir helt omsatt med rökgasens kväveoxid.

Vid avställning av $DeNO_x$-anläggningen får den rökgassidiga temperaturgradienten inte på något ställe överstiga 15 grader per minut. Vid avställning före en kortare eller längre tidsperiod skall rökgasspjällen före och efter reaktorn hållas stängda under aggregatets stilleståndför att undvika en onödig avkylning av katalysatorn. Spjällen skall byggas täta och isoleringen skall vara väl tilltagen. Siemens rekomderar exempelvis för sina kolinstallationer att isoleringen bör vara så bra att temperaturen ej sjunker under 150°C vid avställning upp till 3 dygn.

Vid längre tids avställning, t ex för revision, skall katalysatorn avkylas fullständigt. Katalysatorn bör dock ej avkylas med mer än eller lika med 15 grader per minut. Genom avkylningsdriften uppnås en vädring, vilket betyder att resterna av SO_2, SO_3 och NH_3 avlägsnas. Avkylningen bör om möjligt ske med torr luft.

Reaktorns avkylningsdrift kan genomföras med rökgaser till en temperatur över 150 °C. Under 150 °C måste av-kylningsdriften ske med luft. Temperaturskillnaden mellan kylluft/katalysator skall då ej överstiga 50 K.

Vid en planerad avställning inför ett långtidsstopp (t ex revision) skall stoppet föregås av en renblåsning med sotblåsarna (sotblåsarprogram). Dessförinnan bör sotblåsning av pannan ha skett. Detta för att undvika att fukt binds till stoftlagret och bildar svårtvättad beläggning eller på annat sätt orsakar deaktivering av katalysatorn.

4.2.2 Stilleståndd

Genom lämpliga åtgärder förhindras att reaktorn och därmed även katalysatorn tillföres rökgas eller ammoniak då den är kall.

Under stillestånd måste katalysatorn skyddas mot vatten eller vattenånga, t ex från tvättning av luftförvärmare. Rengöringen av luftförvärmarna måste anpassas till detta förhållande.

Vid konstruktionsarbetet skall man också beakta hur katalysatorn placeras i relation till värmeupptagande ytor, särskillt om dessa måste rengöras intermittent eller kontinuerligt.

Vid alla stillestånd skall om möjligt katalysatorn hållas varm dels genom god isolering, dels genom avstängning av kylande gas/luftflöde genom reaktorn.

4.2.3 Störningar

Några störningar av driften och de åtgärder som rekommenderas:

NH_3-doseringen skall stängas av vid bortfall av utspädningsluftfläktarna eller spädningsångan samt vid bortfall av NH_3-mängdregleringen.

NH_3-doseringen skall stängas av då rökgastemperaturen är lägre än 300-320 °C.

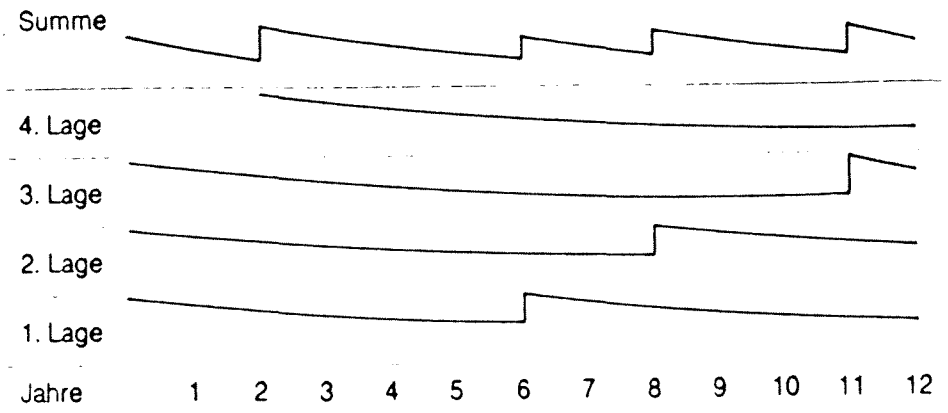
$DeNO_x$-reaktorn och därmed katalysatorerna skall förbikopplas ("bypassas") vid för hög temperatur (rökgastemperaturen före reaktorn högre än 450 °C).

Vid förhöjd stoftavlagring på katalysatorerna skall sotblåsningscykeln anpassas därefter.

4.2.4 Provtagning med små katalysatorprov

Varje $DeNO_x$-reaktor bör förses med hållare för prov av katalysatormaterial före varje katalysatorlager.

Med jämna mellanrum kan proven ett efter ett tas ut och testas på laboratorium. Med detta förfarande kan optimal tidpunkt för byte av lager eller montering av extralager fastställas. Ett exempel på hur aktiviteten utvecklas visas i figur 4.3.



Figur 4.3 Relativ aktivitet som funktion av tiden och antalet lager. (SGP)

Figure 4.3 Relative activity as a function of time and number of layers.

5 BESKRIVNING AV ANLÄGGNINGAR SOM STUDERATS NÄRMARE

5.1 KOL- OCH OLJEELDADE PANNANLÄGGNINGAR

5.1.1 Kraftwerk Hafen i Hamburg

Block 2 vid Hafenanläggningen i Hamburg har i efterhand försetts med rökgasrening för svavel och kväveoxider. Rökgasreningsanläggningen togs i drift hösten 1987 och är den första storskaliga anläggningen i Europa, som försetts med SCR från Steinmuller för rening av NO_x och där SCR-anläggningen är placerad efter avsvavlingsreaktorn (tail end).

5.1.1.1 Beskrivning

Block 2 i Kraftwerk Hafen består av en kolpulvereldad duopanna med torr askavskiljning. Tillförd bränsleeffekt är 2x112 MW. Båda pannorna är inkopplade på en avtappningskondensturbin. Anläggningen är uppbyggd för att vara anpassad för baslastdrift i fjärrvärmesystemet. Här bör framhållas att under 1988 var anläggningen i drift 7663 timmar.

Planering och anpassning av rökgasreningsanläggningen till det befintliga kraftverket

I slutet av 1983 inleddes den första planeringen av en DESOX-anläggning. I början av 1984 beslöts att åtgärder skulle vidtas för att även få till stånd en DENOX-anläggning.

Redan 1984 krävdes att NO_x-utsläppen ej skulle överskrida 200 mg/m^3 (cirka 70 mg/MJ bränsle). Dessutom ställdes kravet, att anläggningen skulle bli driftsäker och att avställningstiden skulle bli kort vid inkopplingen av rökgasreningsanläggningen.

SCR-anläggningens utläggningsdata framgår av nedanstående sammanställning.

Rökgastillstånd efter SO_x-reaktorn

Rökgasflöde	423 227 Nm^3/h
Rökgastemperatur	50 °C
NO_x-koncentration	800 mg/Nm^3 vid 6% O_2

SCR-anläggningen

Placering	efter SO_x-reaktorn som tail end
Drifttemperatur i SCR-reaktorn	cirka 350 °C
Ammoniak	71,5 kg/h
Reduktionsgrad	min 75 %
Katalysatorvolym	83 m^3 (2 lager extrude rad)
Tillåten NO_x-emission (räknat som NO_2)	200 mg/Nm^3 vid 6 % O_2
Hålstorlek (pitch)	5 och 7,4 mm

Återupphettning

Recirkulationsgasförvärmare:

- Rökgasutloppstemperatur	< 200 °C
- Temperaturhöjning av huvudrökgasströmmen	50-65 °C

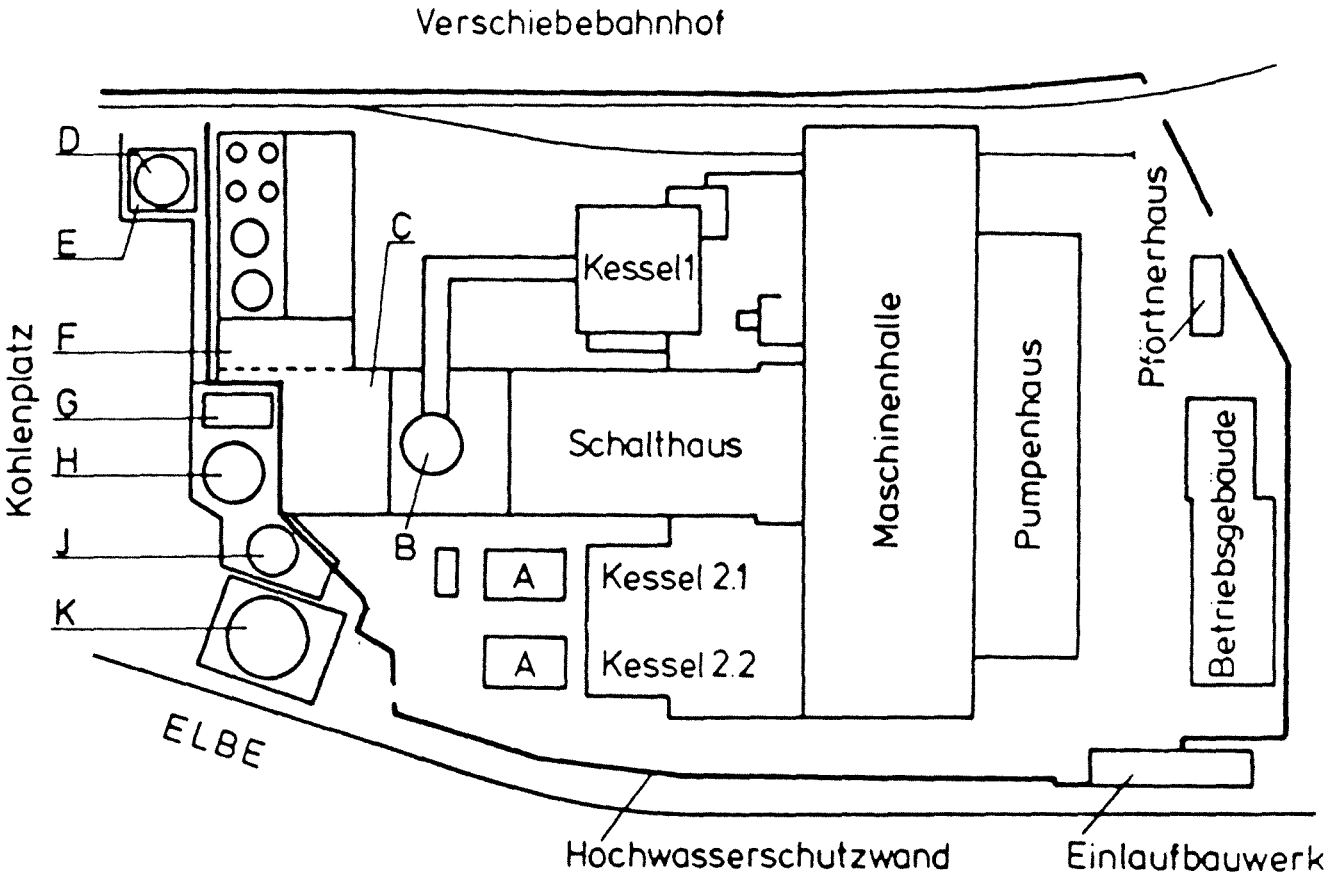
Regenerativ gasförvärmare:

- Rökgasuppvärmning	65-300 °C

Ånggasförvärmare:

- Rökgasuppvärmning	300-350 °C

På den endast cirka 2 ha stora kraftverkstomten fanns under montagearbetet praktiskt taget inte några fria eller tillgängliga ytor. För att få plats för rökgasreningsanläggningen måste därför många redan utnyttjade ytor byggas över eller i en del fall omdisponeras genom till exempel flyttning av redan tidigare driftsatta anläggningsdelar. En viss uppfattning om den stora trängseln på tomten framgår av figur 5.1. Om och när befintliga svenska anläggningar med begränsade utrymmen skall kompletteras med DESOX- och/eller DENOX-installationer, kan troligen en del idéer hämtas från Kraftwerk Hafen.



A Stoftavskiljare
B Skorsten
C Komponenter för avsvavlingsanläggningen
D Kalksilo
E NH_3-station
F El- och styrutrustning
G SCR-reaktor
H Gasförvärmare
J Tvättorn för svavelavskiljning
K Gipssilo

Figur 5.1 Kraftverkets slutliga planlösning vid införande av rökgas-reningsanläggningen. (8)

Figure 5.1 Final layout after fluegas cleaning installation.

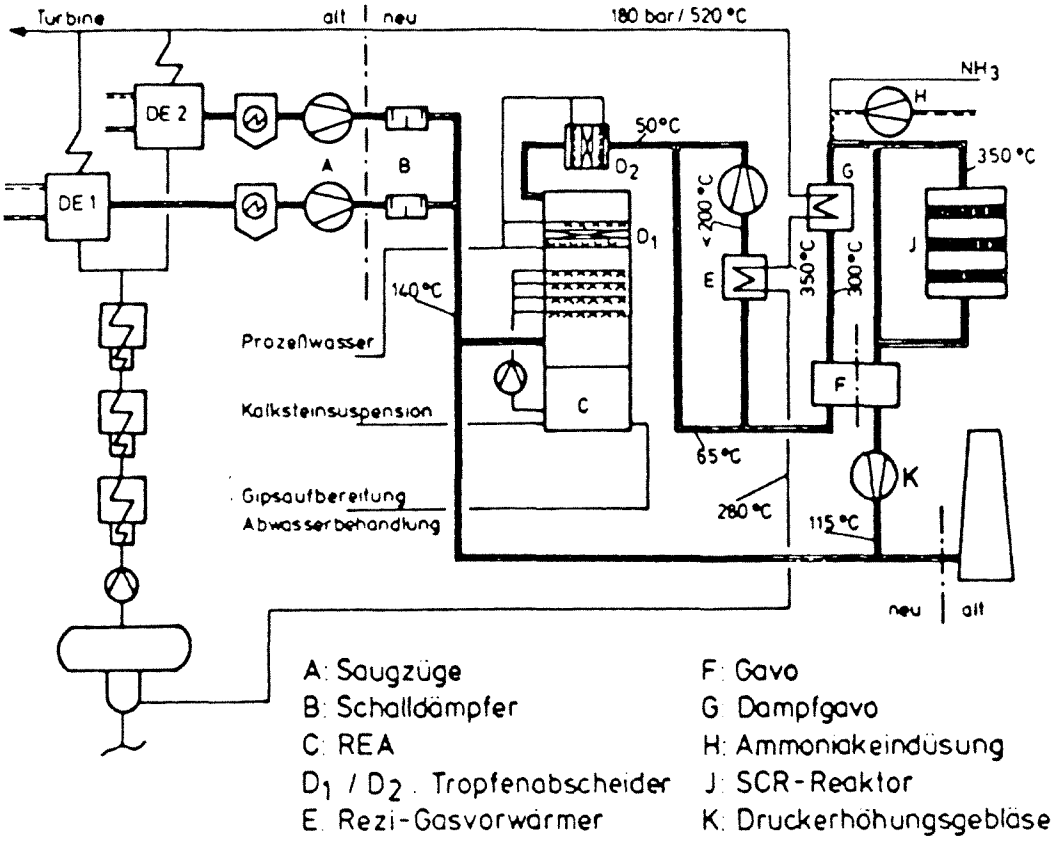
Anläggnings- och processbeskrivning

Figur 5.2 visar ett förenklat flödesschema för rökgasreningsanläggningen. På schemat kan rökgaserna följas från pannorna via rökgasfläktarna A till tvättornet, där rökgaserna renas från SO_2, Cl och F liksom från en del av flygaskan. Efter tvättornet för svavel leds gaserna genom två droppavskiljare.

Det vatten som inte avskiljs i droppavskiljarna förångas i recirkulationsgasförvärmaren. Rökgaserna passerar sedan en rökgasvärmeväxlare där temperaturen höjs till cirka 300 °C.

Den i SCR-reaktorn nödvändiga arbetstemperaturen 350 °C erhåller rökgaserna en i ånggasförvärmare. Därefter strömmar rökgaserna förbi dysorna för ammoniakdosering, innan de med ammoniak uppblandade rökgaserna når själva SCR-reaktorn. Efter SCR-reaktorn leds gaserna genom gas/gasvärmeväxlaren för att där avge sin värme (350 °C) till den kalla gasen (65 °C), som kommer från tvättornet för svavel.

Figur 5.2 visar ett flödesschema över rökgasreningsanläggningen.



Verfahrensfließbild der Rauchgasreinigungsanlage und Einbindung in die Altanlage.

A: Rökgasfläkt
B: Ljuddämpare
C: Avsvavlingsanläggning
D_1/D_2: Droppavskiljare
E: Recirkulations-förvärmare
F: Rökgasvärmeväxlare
G: Ångdriven rökgas-värmare
H: Ammoniakinsprutning
J: SCR-reaktor
K: Boosterfläkt

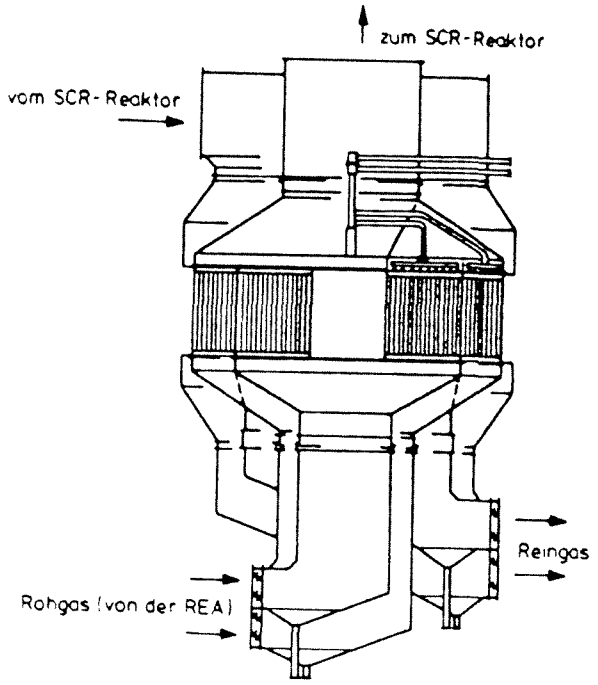
Figur 5.2 Flödesschema för svavel- och NO_x-rening. (8)

Figure 5.2 Flow sheet for sulphur and NO_x-cleaning.

Väsentliga SCR-komponenter

Här följer en redogörelse för några komponenter, som är väsentliga eller på annat sätt framträdande för Hafenanläggningen.

Rökgasåtervärmaren (F figur 5.2), som är byggd av Rothemühle, är utlagd för en effekt av 38,7 MW (se figur 5.3).



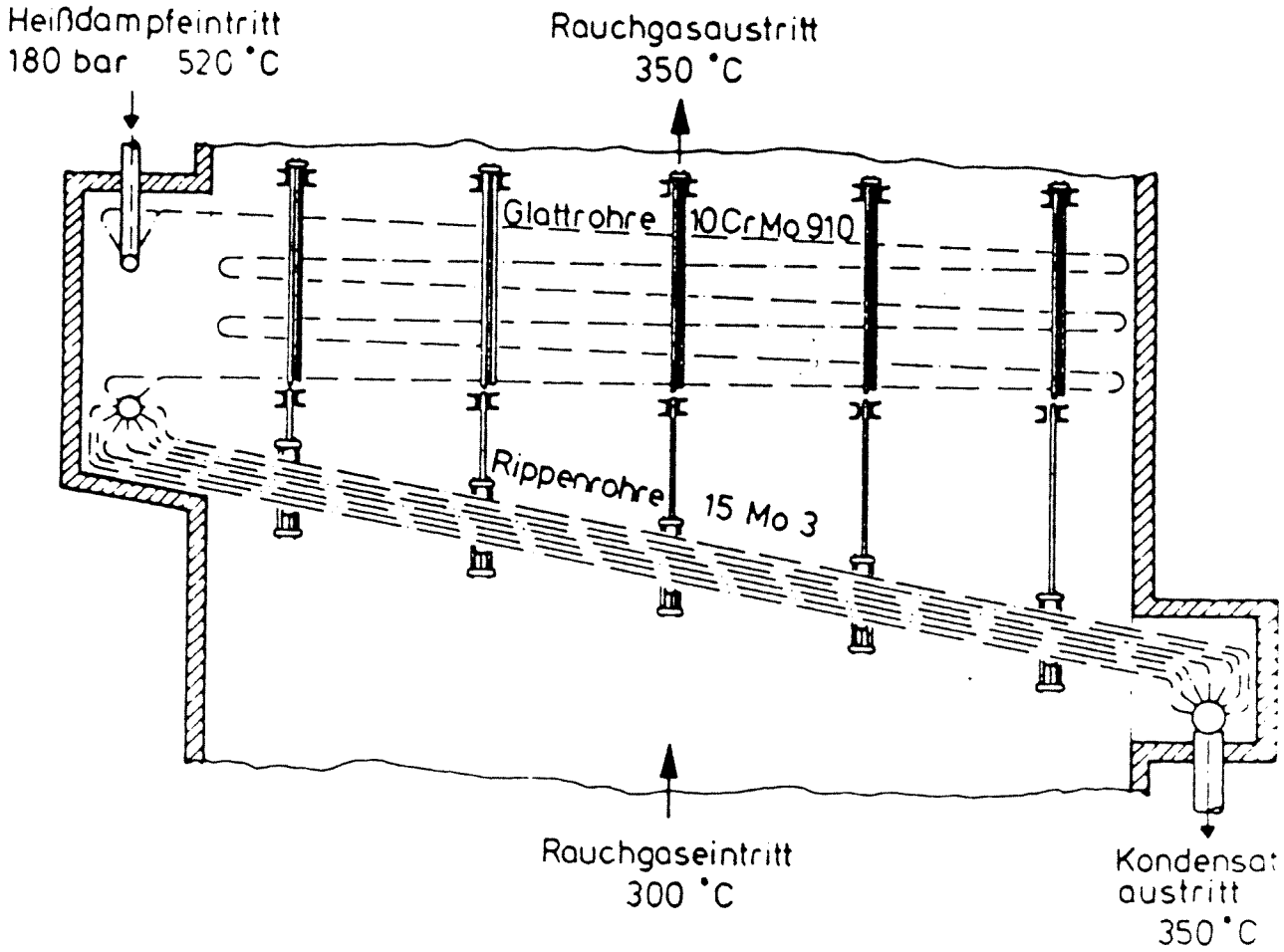
Figur 5.3 Tvåströmmig rökgasåtervärmare (8)

Figure 5.3 Twostream fluegas reheater.

På grund av den långa årliga drifttiden och oro för höga tryckfall på grund av ammoniumbisulfatbildning, så utrustades gasvärmeväxlaren med spol- och tvättutrustningar, som möjliggör rengöring under drift under förutsättning att effekten sänks till 50 %.

Av denna orsak är gasvärmeväxlaren uppdelade i två koncentriska ringar med lika stora värmeupptagande ytor. De dubbla roterbara kåporna och avloppskanalerna är delade på den kalla sidan (undersidan), vilket medger möjligheten att med hjälp av avstängningsspjäll välja att bara att använda en av de båda ringformade värmeupptagande ytorna. Det normala sättet att rengöra de till 100 % emaljerade värmeväxlarplåtarna är att använda ångblåsare (6 bar).

Dessutom har särskild vikt lagts vid att minimera läckaget mellan rengassidan och rågassidan. Man har lyckats sänka läckaget från 10 % till cirka 2 %.



Figur 5.4 Ångdriven gasförvärmare. (8)

Figure 5.4 Steamheated fluegas reheater.

Ångdriven rökgasvärmare (figur 5.4 och G, figur 5.2) består av en del med släta rör (10 Cr Mo 9 10) och en kondensationsdel med kamflänsrör (15 Mo 3). Det bildade kondensatet leds via recirkulationsgasförvärmaren (E, figur 5.2) och ansluts sedan till vatten–ång–kretsloppet via matarvatten–cistern.

SCR–reaktorn är konstruerad för att möjliggöra inbyggnad av fyra lager katalysator. Fastän reaktorn var köpt med tre lager katalysatorer, har hittills

endast två lager keramiska katalysator med delningarna (pitch) 7,4 och 5 mm installerats. Att man endast installerade två lager katalysatorer berodde på att man önskade få reda på om NO-avskiljningen och NH_3-genomsläppet var acceptabelt med bara två lager. Vid behov kan det tredje lagret katalysatorer snabbt installeras.

5.1.1.2 Drifterfarenheter

Anläggningen hade vid besöket varit i drift under cirka 2 driftår, vilket i Hafenanläggningens fall betyder något över 14000 drifttimmar.

Här nedan redogöres för hittills vunna drifterfarenheter, tillgänglighet, försmutsning och förslitning. Dessutom behandlas bemannings- och utbildningsfrågor.

Anläggningen är utlagd för att möjliggöra dagliga starter och stopp. Denna möjlighet har använts intensivt, speciellt under den första provdrifttiden för träning av personalen och för att testa alla driftparametrar.

Bemanning

Den normala driftövervakningen och driftstyrningen av hela rökgasreningen har följt de uppgjorda planerna med två man per skift och då med en man i kontrollrummet samt en "löpare". Denna bemanning är tillräcklig för normala driftförhållanden.

Utbildning av personalen

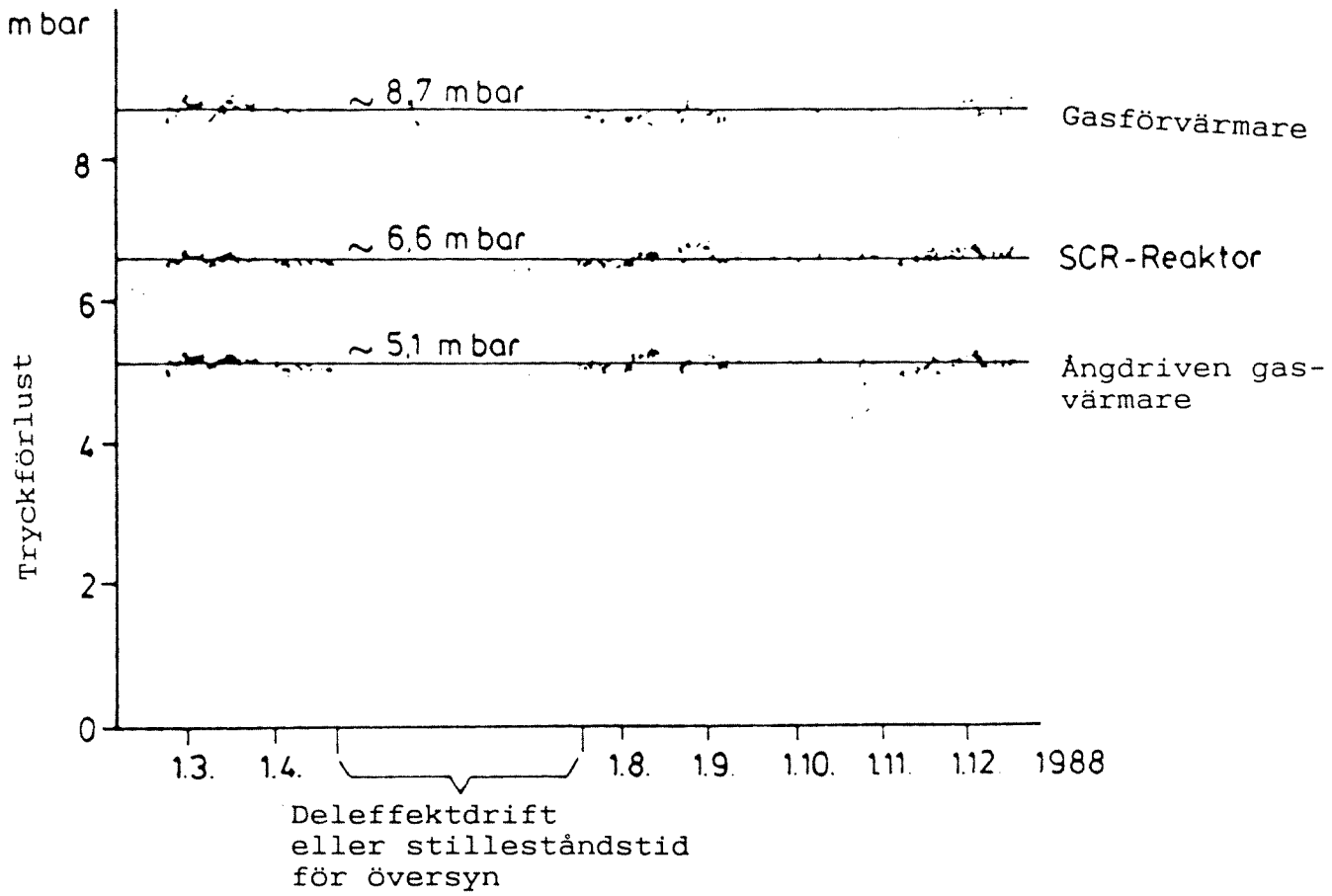
Den nödvändiga personalutbildningen bygger på tre etapper:

- Teoretisk undervisning varvad med praktiska övningar i seminarieform, som omfattade utbildningsblock om 3x3 dagar.
- Praktisk utbildning i anläggningen före och under idrifttagningen.
- Målinriktad efterutbildning med syfte att fylla luckor i utbildningen, som framkommit under inledningsskedena.

Driftledningens uppfattning var att efterutbildningen var av största betydelse, eftersom kunskaperna om de samlade drifterfarenheterna kunde spridas till all berörd personal. Detta har bidragit till att eliminera personalens tidigare osäkerhet.

Nedsmutsning och tryckförluster

Tryckförlusterna i de enskilda anläggningsdelarna övervakas kontinuerligt och registreras på skrivare. Hittills vunna erfarenheter visar inte några mätbara förändringar, se figur 5.5.



Figur 5.5 Tryckförlust över DENOX-anläggningen. (8)

Figure 5.5 Pressure drop over DENOX-equipment.

Ångdrivna gasvärmaren

Den ångdrivna gasvärmaren har inga anordningar för sotblåsning. Personalen har dock ej funnit mer än en lätt stoftaktig gipsbeläggning på upphettningszonens släta rör och på kondensationsdelens kamrör.

SCR-reaktorns katalysatorelement

SCR-reaktorn är försedd med krattformade sotblåsare. Ej heller i SCR-reaktorn har hittats några graverande försmutsnings- eller avlagringsområden. Med utgångspunkt från de goda drifterfarenheterna och enligt överenskommelse mellan leverantören och anläggningsägaren har sotningsintervallen minskats till en gång per dygn.

För att kunna få en uppfattning om försmutsningsgradens inverkan på katalysatorelementen har delar av sotblåsningsanläggningen stängts av helt. Någon mätbar försämring har ej kunnat konstateras hittills, och planer finns att ta bort sotblåsarna.

Rökgasåtervärmaren - gas/gas

Inuti rökgasåtervärmaren har hittills inte hittats några nämnvärda försmutsningar. Detta goda resultat har erhållits trots att sotblåsarna på den kalla sidan åtminstone tidvis varit blockerade på grund av problem.

På grund av den obetydliga försmutsningen i värmaren har de inbyggda spol- och tvättningsanordningarna inte behövt användas. (Inom VGB-organisationen diskuteras huruvida sotblåsare över huvud taget behövs.)

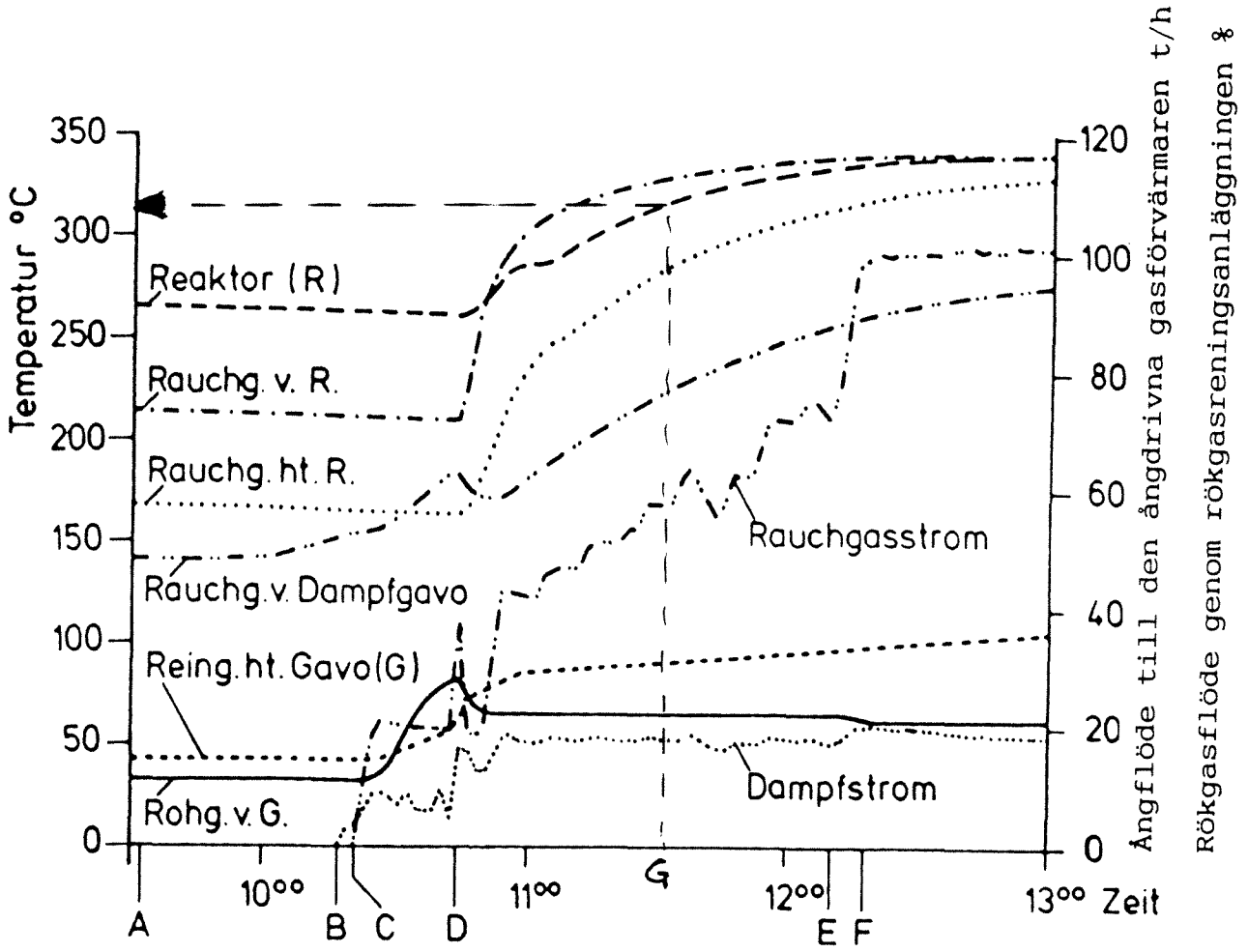
TIDER FÖR START, LASTÄNDRING OCH LÅG- SAMT DELLASTFÖRHÅLLANDEN

Starttider

Starttiden för den totala rökgasreningsanläggningen bestäms av de stora mängderna material, som finns i rökgasåtervärmaren och katalysatorerna och den tid det tar att värma dessa stora materialmängder till arbetstemperatur (300 °C).

För återuppvärmningen (området 300-350 °C) av rökgaserna är det uteslutande värmemängden i det tillgängliga färskångflödet, som bestämmer effekten och därmed tiden. Värmemängden begränsas i Hafenanläggningen av den högtrycksångmängd som finns tillgänglig.

Katalysatorns tillåtna temperaturgradient är ej begränsande i Hafen.

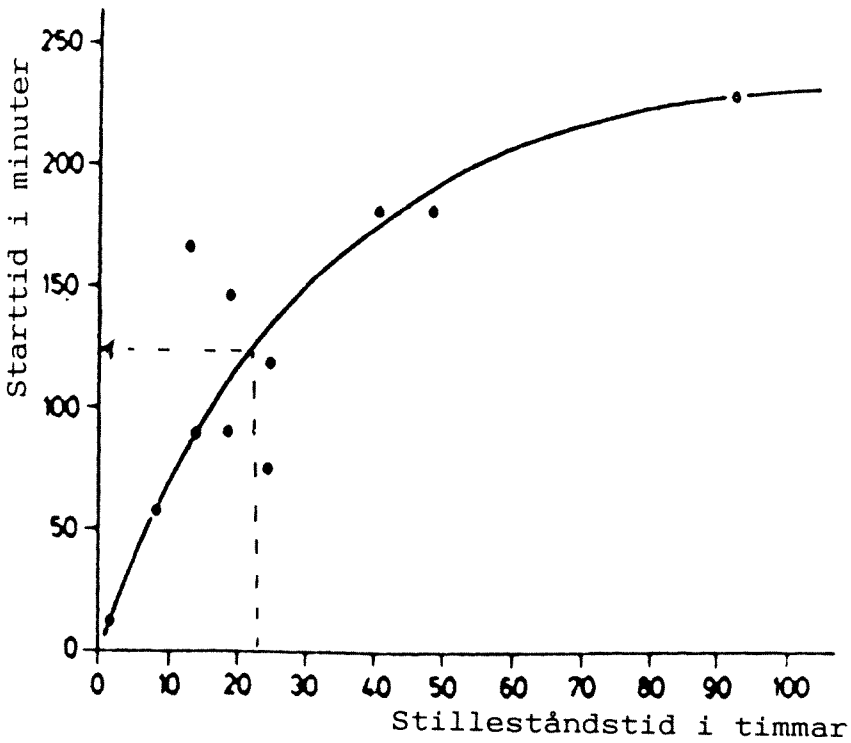


A: Uppvärmning av ångsystem, inställning av vattennivå i ångvärmaren
B: Reglerventil i ångvärmare i driftläge
C: Booster och recirkulationsfläkt startas
D: SCR-reaktorn inkopplad – by-pass SCR stängd
E: Rökgasreningsanläggnings by-pass börjar stänga
F: Rökgasreningsanläggnings by-pass är stängd

Figur 5.6 Start efter 24 timmars stilleståndd. (8)

Figure 5.6 Start-up after 24 hours stop.

I figuren är start av rening markerad G (jfr. figur 5.7). Reaktortemperaturen är då cirka 320 °C.



Figur 5.7 Rökgasreningsanläggningens starttid som funktion av stilleståndstiden. (8)

Figure 5.7 The fluegas treatment start-up time as a function of shut-off time.

Laständringshastigheten

Den garanterade laständringshastigheten på 5 % per minut innehålles utan svårighet. Genomförda försök har visat, att rökgasreningsutrustningen inte begränsar kraftblockets egen laständringsmöjlighet.

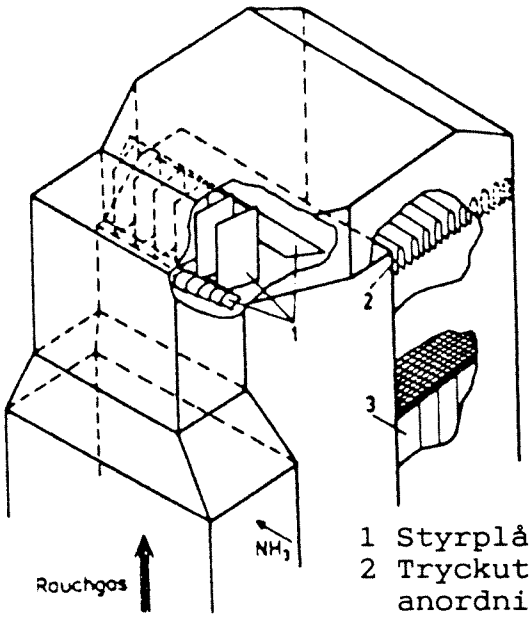
Låg- och dellastförhållanden

Anläggningen är utlagd för ett lastområde från 20 till 110 %. Vid en provning av anläggningens huvuddata bekräftades att garanterade värden innehölls. Därutöver har även rökgasreningsanläggningen klarat av det dellastfall med reducerad drift innebärande sänkning av admissionsångtrycket till 130 bar och lasten mindre än 80 %. Försök har visat, att detta driftsätt är problemfritt, trots att katalysatorns arbetstemperatur sjunker till cirka 310 °C (ångans mättningstemperatur). Denna temperatur skall enligt leverantörens utsago ej skada katalysatorn eller sänka avskiljningsförmågan ens efter lång tid.

Strömningsförhållande - NH_3-dosering

När en SCR-reaktor är placerad efter en SO_2-reaktor av våt modell är sannolikheten för NO_x-stråk liten. Dock skall högsta prioritet ges åt en god strömningsfördelning, som ger förutsättningar för en rätt anpassad dosering av NH_3.

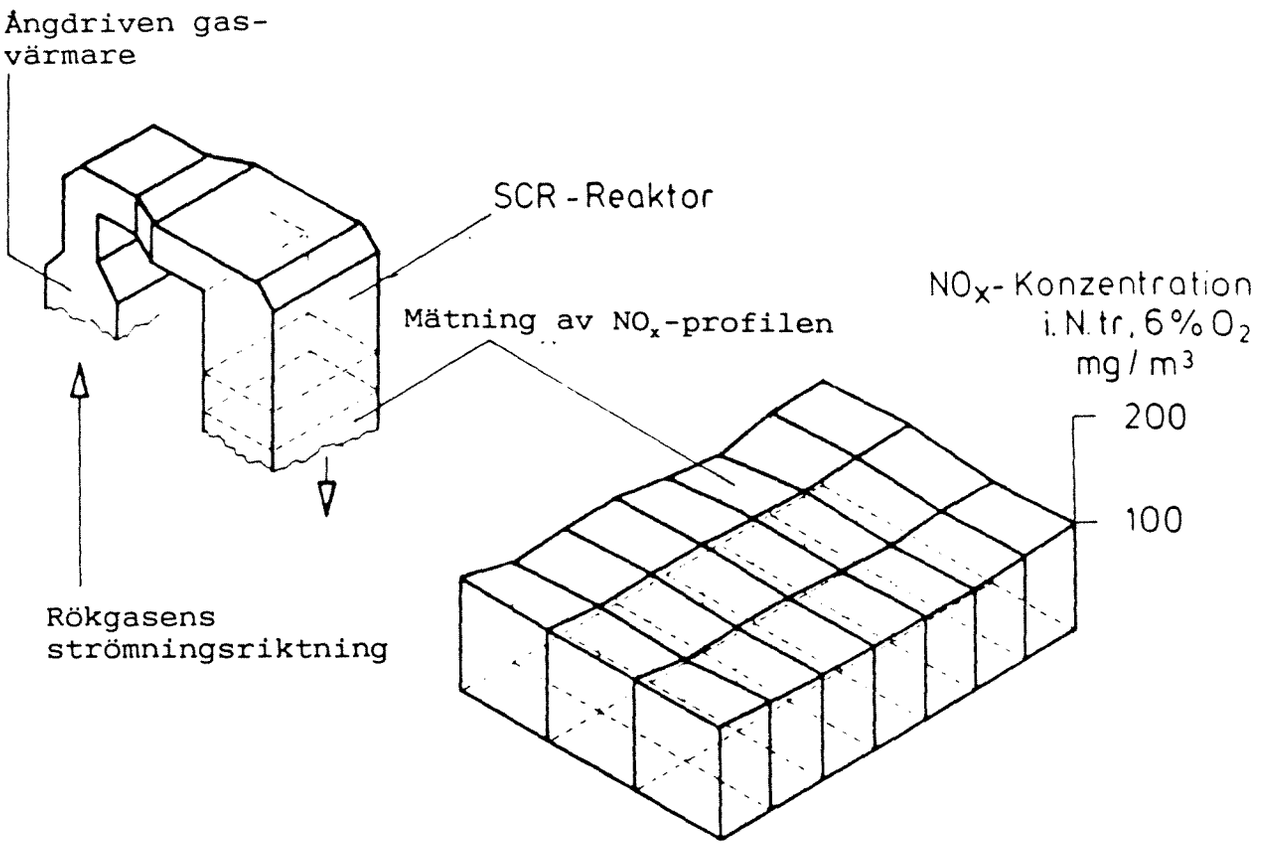
För Hafenanläggningen har leverantören utfört omfattande modellförsök för att få en riktig utformning och nå goda resultat. Figur 5.8 visar utformningen av rökgaskanalen allt ifrån partiet för NH_3-doseringen till och med inloppet till katalysatorn.



Figur 5.8 Rökgaskanal före SCR-reaktorn med inbyggda ledskene-anordningar för utjämning av gasströmmen. (8)

Figure 5.8 Fluegas duct up-stream SCR-reactor with equipment for even gas distribution.

Enligt driftledningen har leverantören lyckats väl med att få in två 90-gradiga omlänkningar (förbättrar inblandningen av NH_3) och anpassat NH_3-doseringen genom trimning av flödet i de enskilda doserlansarna till rådande gasflöden i snittets olika delar. Dessutom har styrplåtar och anordningar för tryckutjämning före katalysatorpaketen anpassats så väl att den efter katalysatorn uppmätta NO_x-profilen varirade med cirka ± 13 % och NH_3-genomsläppet varirade med cirka ±5 %. I figur 5.9 visas NO_x-profilen efter katalysatorn.



Figur 5.9 NO_x-profil efter katalysator. (8)

Figure 5.9 NO_x-profile after SCR-reactor.

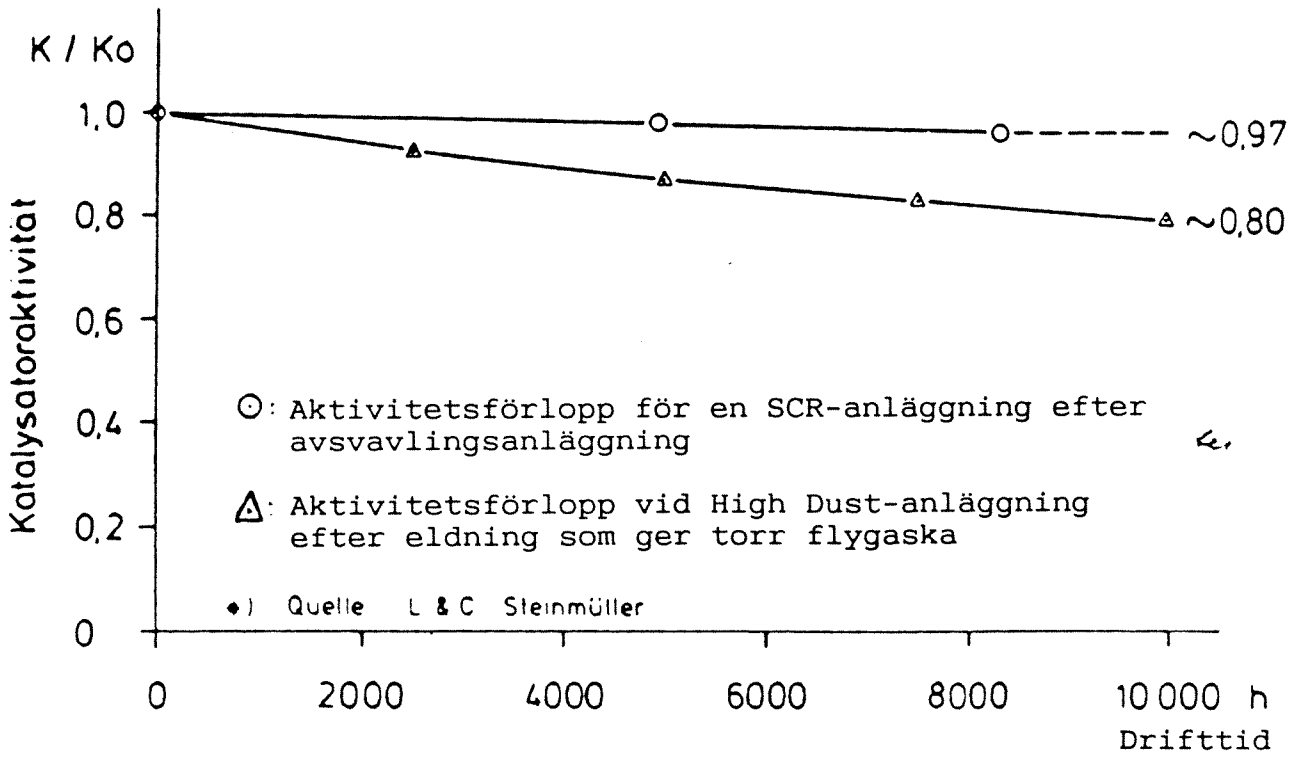
Katalysatorlager och aktivitetsförlust

Vid vårt besök fick vi veta, att de två lager katalysatormoduler, som byggdes in på prov (plats för fyra lager, varav tre inköpta) i samband med starten för två år sedan hade räckt till och fungerat väl. Ammoniakgenomsläppet, som bland annat mätts efter 12000 timmars drift visade tillfredsställande resultat (se vidare under rubriken "Genomsläpp").

Testelement har tagits ut från båda katalysatorlagren efter 2800, 5000 och 8400 timmars drift. Dessa testelement har undersökts i laboratorium med avseende bland annat på eventuell aktivitetsförlust.

Resultatet av undersökningen framgår av figur 5.10. I samma figur har som jämförelse införts resultat från mätningar i en high-dust-anläggning.

Driftsledningens bedömning, med utgångspunkt från erhållna resultat, är att SCR-reaktorns katalysatorelement får en avsevärt mycket längre livslängd än vad leverantören garanterat vid leveransen.



K = Aktivitetskonstanter
Ko = Ny katalysators aktivitetskonstant

Figur 5.10 Aktivitetssänkning hos SCR-katalysatorn. (8)

Figure 5.10 Activity loss of catalyst.

Testkatalysatorer med olika delningar

Tillsammans med de ursprungliga katalysatorelementen, som hade 7,4 och 5 mm delningar, har på prov installerats en hel rad testelement med delningar ned till 1 mm. Provningarna har visat, att de katalysatorelement, som hade de minsta håldimensionerna snart satte igen sig, trots att sotblåsare användes. Driftledningens uppfattning var, att delningen ej skall understiga 3,5 mm.

NH_3-genomsläpp

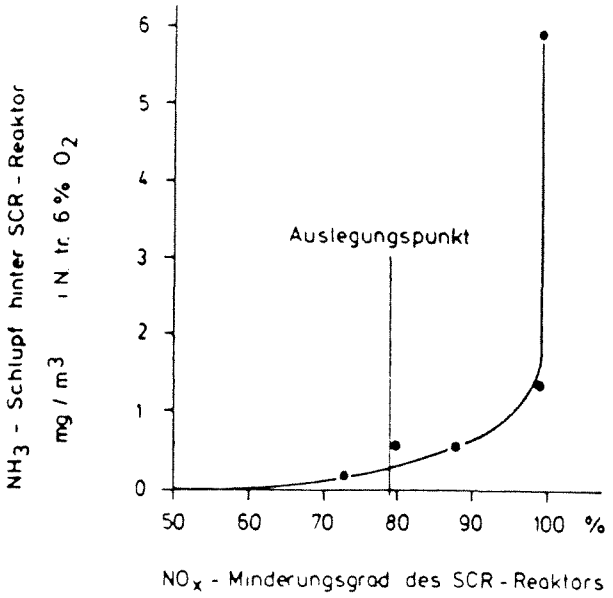
NH_3-genomsläppet är starkt beroende av:

- strömningsprofilen
- NH_3-fördelningen
- katalysatoraktiviteten

Under förutsättning att strömningsprofil och NH_3-fördelning bibehålles konstanta, är NH_3-genomsläppet endast beroende av katalysatoraktiviteten. Mot bakgrund av detta resonemang mätes NH_3-genomsläppet endast intermittent eftersom instrument för kontinuerlig mätning av ammoniak inte är tillförlitliga.

Av figur 5.11 framgår, att så länge katalysatoraktiviteten inte minskar, strömningsprofilen ej försämras, rätt NH_3-fördelning bibehålles och utläggningspunkten (79 % avskiljningsgrad i SCR-reaktorn) ej överskrides, erhålles ett ammoniakgenomsläpp som är mindre än 0,5 mg/Nm^3 omräknat till 6 % O_2.

Driftledningen anser, att de får en tillräckligt god uppfattning om katalysatorns aktivitetstillstånd genom att mäta NH_3-genomsläppet varje halvår. Det innebär att de slipper stoppa anläggningen för att plocka ut provstavar, som sedan skall laboratorieprovas och åter stoppas in.



Figur 5.11 NH_3-genomsläppet efter katalysator som funktion av NO_x-reduktionen. (8)

Figure 5.11 Ammonia slip as a function of NO_x-reduction.

5.1.1.3 Kvalitetssäkring och konstruktionsbrister

Störningsbetingade driftavbrott

Det har hittills hänt vid ett enda tillfälle att DENOX-anläggningen påverkat den totala anläggningens tillgänglighet. Efter cirka 2800 drifttimmar under ett normalt startförlopp konstaterades tre otätheter i ångdrivna rökgasvärmarens förbindelserör till kondensatsamlaren. Samtliga läckage uppstod i svetsar gjorda på plats.

Rökgasåtervärmarläckage

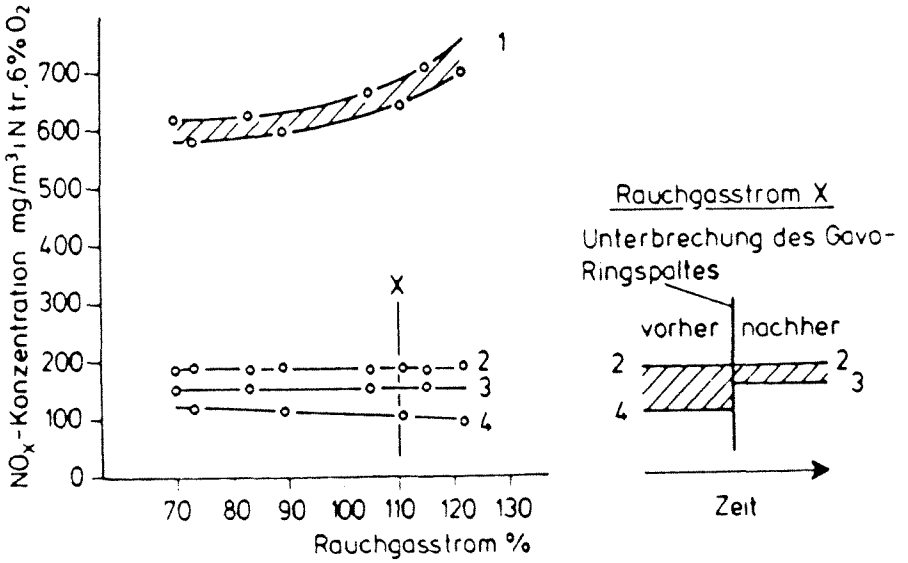
Den maximalt möjliga avskiljningsgraden för NO_x försämras i hög grad av rökgasåtervärmarläckaget, som beror på att rågas läcker över till den renade gasen.

Redan tidigt konstaterades genom driftprovningen att läckaget överskred garantivärdet. Läckaget skulle ha varit maximalt 5 %, men det mättes upp ända till 15 %. Dessa stora avvikelser förklaras av ofullständigt injusterade tätningselement.

Leverantören genomförde en rad mindre åtgärder, som minskade läckaget.

Huvudfelet var dock lika enkelt som förbluffande. Mellan rökgasåtervärmarens inner- och ytterringar fanns en roterande 50 mm bred ringspalt (ett konstruktionsfel). Genom denna kunde gasen obehindrat strömma förbi tätningarna.

De tätningsåtgärder som vidtogs minskade läckaget till det planerade värdet 5 %, se även figur 5.12



1 NO_x-koncentration före rökgasreningsanläggningen.

2 NO_x vid skorstenen (önskad nivå).

3 Erforderlig NO_x-koncentration efter SCR-reaktorn vid litet läckage i gasförvärmarens ringspalt.

4 Erforderlig NO_x-koncentration efter SCR-reaktorn vid stort läckage i gasförvärmarens ringspalt.

Figur 5.12 Inflytande av gasförvärmareläckaget på NO_x-koncentrationen efter SCR-reaktorn. (8)

Figure 5.12 Influence of fluegas preheater leakage on NO_x-concentration downstream SCR-reactor.

Ammoniaklager (NH_3)

NH_3-lagret består av 2 st 30 m^3 liggande jordtäckta behållare. Behållarna har tillverkats av stål StE 355 och är dimensionerade för drifttrycket 25 bar (1987) enligt bestämmelserna i TRD 450 och 451.

Vid leveransen kontrollerades behållarna med MP-prov (magnetpulver) och godkändes. Efter en drifttid av 9800 timmar (1988) kontrollerades en av NH_3-behållarna och då påträffades, med förnyade MP-provning, 52 st felindikeringar med längder mellan 3 och 205 mm.

Trots att det mycket tidigt gavs olika indicier på tillverkningsfel, t ex genom:

- läget; nästan alla fel fanns i värmepåverkade zoner och längs svetssömmar.
- utseendet; "skårig" och med en innesluten slaggsträng.
- det ringa djupet; några fel var icke påvisbara efter att endast en ytlig behandling för strukturavtryck genomförts.

Eftersom misstanke om att en av NH_3 framkallad spänningskorrosion var orsaken till skadorna genomfördes omfattande oförstörande materialprovningar:

- folieavtryck för fogundersökning.
- hårdhetsmätningar.
- röntgenografiska egenspänningsmätningar.

Dessa provningar visade, att alla problem var avhängiga av tillverkningen. Ytterligare kontroll kommer att genomföras vid kommande stopp.

5.1.2 Altbachanläggningen

$DeNO_x$-anläggningen i Altbach är den första kommersiella SCR-tillämpningen som tagits i drift i en koleldad anläggning i Västtyskland. Redan 1984 hade man i Baden-Würtenberg klart för sig, att något måste göras åt NO_x-frågan. 1985 fattades beslut om att i efterhand bygga in en SCR-anläggning i Altbachanläggningens block 5, som då var under uppbyggnad och som också togs i kommersiell drift under september 1985 men då utan färdig $DENO_x$-anläggning. Under november 1985 byggdes katalysatorerna in och redan i december togs $DENO_x$-anläggningen i drift.

L & C Steinmüller, som levererat pannan, fick också uppdraget att bygga $DENO_x$-anläggningen. En High Dust-installation valdes. Investeringskost

naderna var cirka 65 milj DM och tyska naturvårdsverket betalade ut 25 % av kostnaderna på uppdrag av Förbundsstatsministeriet (BMFT, Bundesministerium für Forschung und Technik).

Aktuella data för Block 5

	Vid fjärrvärmekoppling	Utan fjärrvärme
Bruttoeffekt	421 MW	465 MW
Eleffekt	379 MW	423 MW
Max fjärrvärmeeffekt	280 MW	
Full effekt per år	4500 h	
Starter	200 per år	
Nettoverkningsgrad	60 %	39 %
Kolförbrukning full effekt		cirka 140 ton/h
Rökgasflöde		1 400 000 Nm^3/h
Askproduktion		8,5 ton/h
Stoftavskiljning		5-stegs elfilter
Rökgasavsvavling våt (kalksten)		efter $DeNO_x$

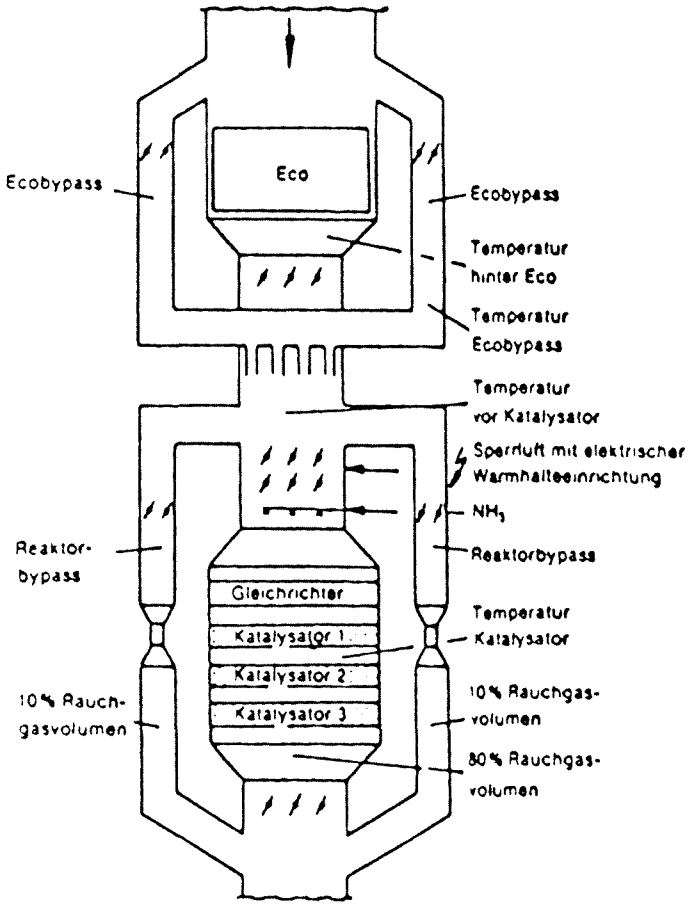
$DeNO_x$-anläggning - (High-dust-koppling)

3 lager extruderade katalysatorer	
Katalysatorvikten	cirka 160 t
Katalysatorvolymen	cirka 310 m^3
Delning	5 mm
NH_3-åtgång	cirka 190 kg/h
NH_3-lagrets volym	2x100 m^3

Från början dimensionerades $DeNO_x$-anläggningen för ett delflöde på 80 %

För att flygaskan skall accepteras av den cementindustri, som använder cirka 8,5 t/h av den i Altbach producerade flygaskan får askan innehålla maximalt 40 mg NH_3/kg aska. Detta har visat sig motsvara 1–2 ppm NH_3-genomsläpp. Miljömyndigheterna accepterar 5 ppm genomsläpp av NH_3. Detta fick till följd att NO_x-katalysatorer byggts in även i by-pass-kanalerna. Viktigaste anledningen till denna ombyggnad var att få avsättning för den stora mängden flygaska inom cementindustrin. Även by-pass-kanalerna har försetts med tre lager katalysatorer. Samtidigt med utökningen har katalysatorn bytts ut. Kanaldelningen har bytts från 8 mm till 5 mm.

Figur 5.13 visar DENO$_x$-anläggningens rökgasinkoppling schematiserat. Här bör meddelas att anläggningen från början dimensionerades för en 80 %-ig rökgasdelström. Katalysatoranläggningen dimensionerades för 1,1 milj Nm^3/t-imme, vilket innebär att vid en pannlast av upp till 80 % leds all rökgas över katalysatorerna, och när lasten överstiger 80 % förbikopplas en delström. Dock gäller att även vid laster över 80 % måste kraven på 200 mg/m^3 - NO_x-gränsvärdet (motsvarande ungefär 70 mg NO_2/MJ) innehållas i skorstensutsläppet.

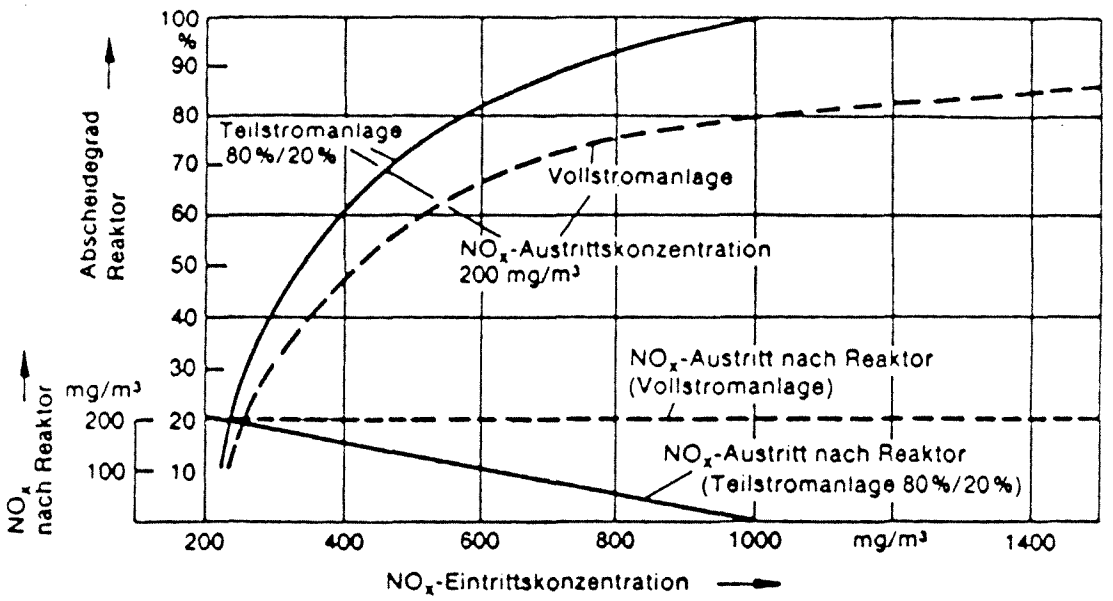


Figur 5.13 Principschema DENO$_x$-anläggning block 5. (16, 17)

Figure 5.13 Schematic flow sheet DENO$_x$-system Unit 5.

Av figur 5.13 framgår att Altbachanläggningen är utrustad med tre katalysatorlager. Katalysatorerna som används i Altbach är extruderade.

Figur 5.14 visar erforderlig NO_x-avskiljningsgrad vid den 80 %-iga delströmsanläggningen i jämförelse med en fullströmsanläggning.

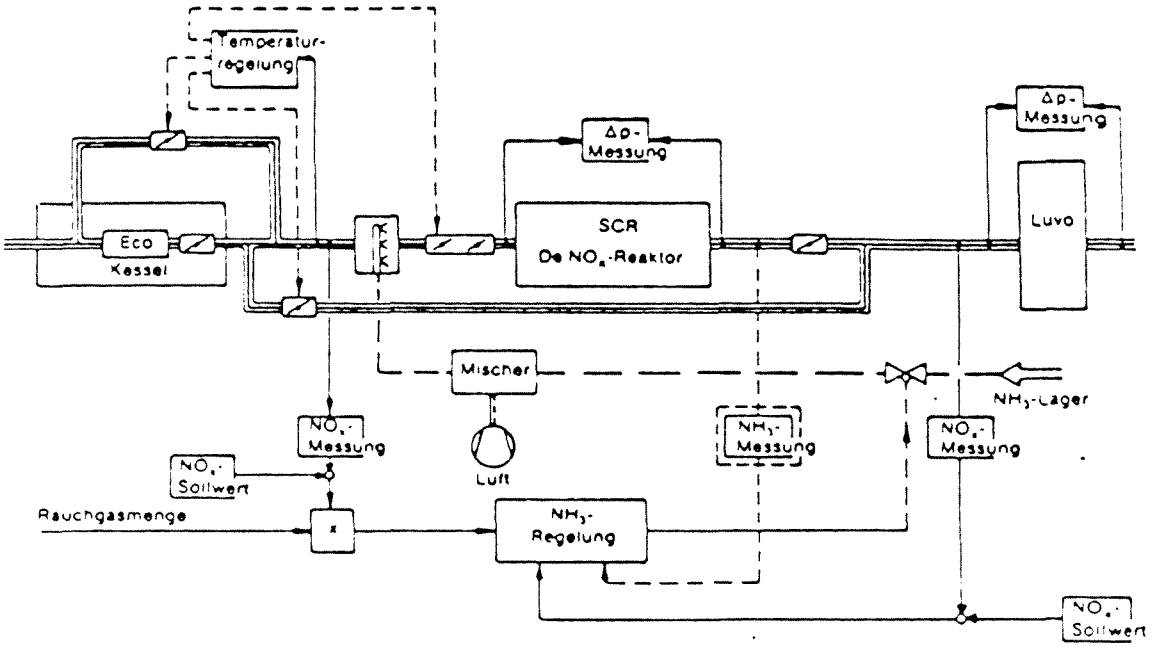


Figur 5.14 Avskiljningsgrad delströmsanläggning/ fullströmsanläggning. (16, 17)

Figure 5.14 Degree of reduction in part flow and full flow reactor.

Mätningar

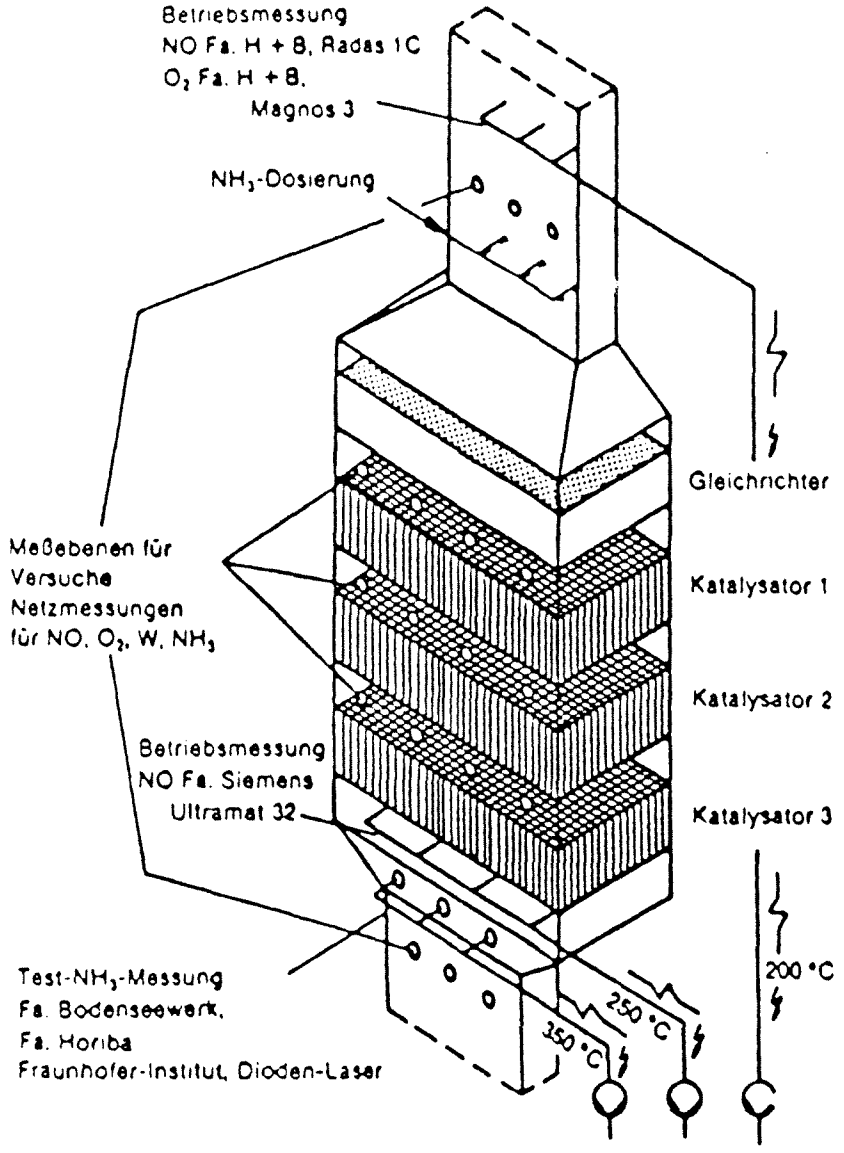
Figur 5.15 visar ett förenklat reglerschema för $DeNO_x$-anläggningens mät-, styr- och reglerutrustning (MSR).



Figur 5.15 Förenklat flödesschema. (16, 17)

Figure 5.15 Simplified flow sheet.

Bild 5.16 visar de för driften nödvändiga mätställena. Provtagningen för NO-mätningarna görs i 12 punkter över rökgaskanalens tvärsnitt. Ledningarna för mätgasen är uppvärmda till 150–200 °C och ibland till 250 °C. Alla kontinuerligt arbetande apparater för gasmätningen är placerade i ett luftkonditionerat mätrum intill reaktorn.



Figur 5.16 Mätningar under drift. (16,17)

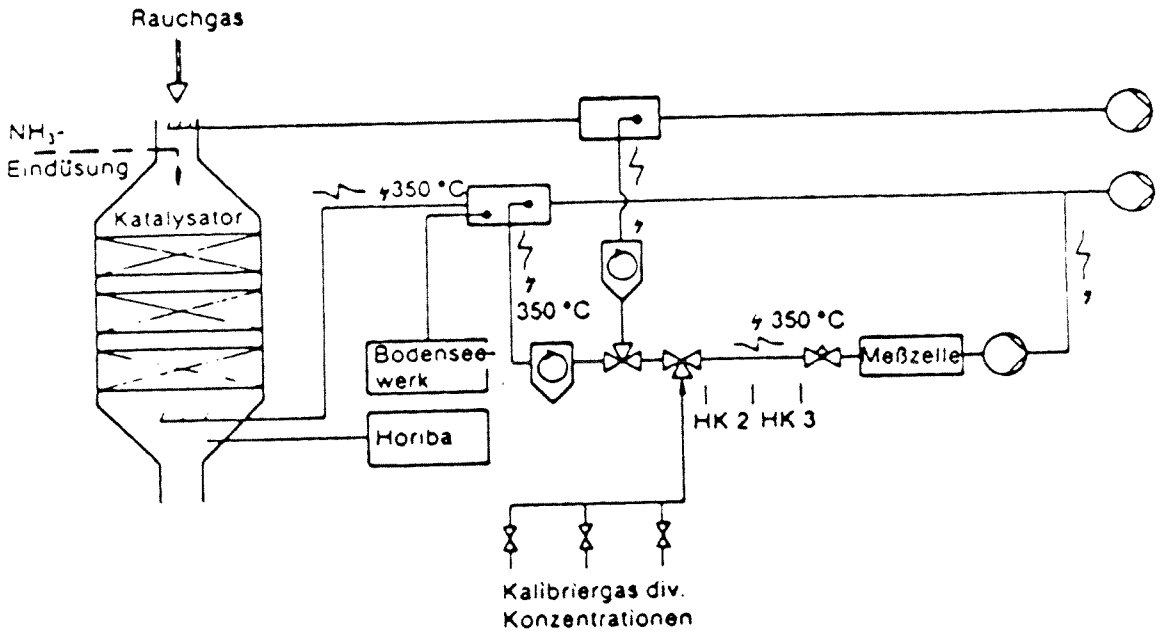
Figure 5.16 Measurements during operation.

Inom ramen för västtyska naturvårdsverkets försöksprogram har möjligheterna till kontinuerlig mätning av "NH_3-genomsläppet" undersökts. Rökgasutsugningen sker med mätlansar, som tillverkats av titan. Efter lansarna följer stoftavskiljning med cykloner. Hela "titansystemet" hålls vid en temperatur av

cirka 350 °C, vilket motsvarar reaktorns arbetstemperatur. Materialet titan användes för att i motsats till vid användningen av andra material undvika katalytisk verkan på reaktionen mellan NO_x och NH_3.

Under en begränsad mätperiod genomfördes kontinuerliga NH_3-mätningar med en utrustning, som arbetade med en diodlaserspektrometer. Denna mätmetod testades av Fraunhofer-Institut für Messtechnik i Freiburg.

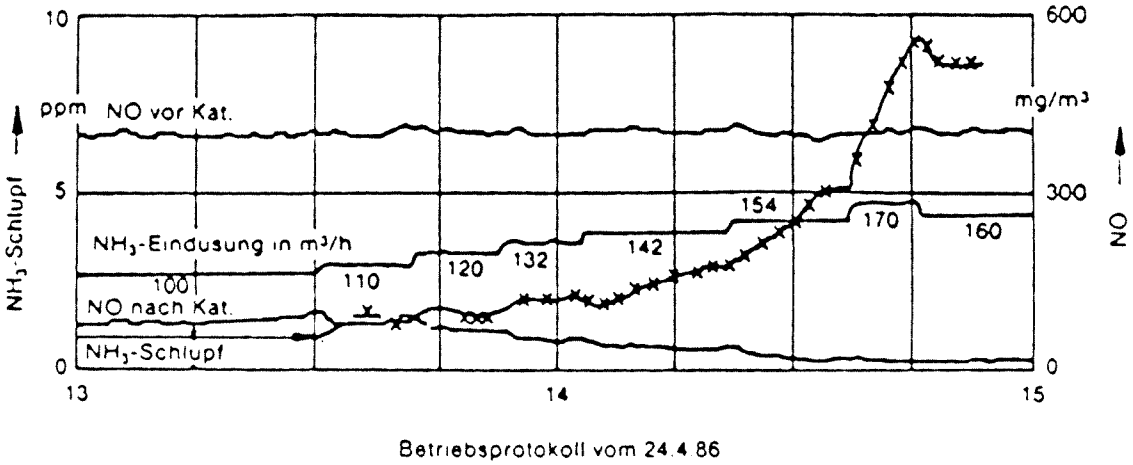
Figur 5.17 visar Fraunhofersinstitutets mätutrustnings principiella inkoppling.



Figur 5.17 Testutrustning för NH_3-mätning. (16,17)

Figure 5.17 Test equipment for NH_3-measurement.

Figur 5.18 visar resultatet vid en mätning med utrustning enligt figur 5.17, när NH_3-doseringen ökades successivt. Till följd av den ökade NH_3-tillförseln ökar NH_3-genomsläppet först långsamt och NO-koncentrationen efter katalysatorn sjunker. Vid ytterligare högre NH_3-tillförsel stiger NH_3-genomsläppet mycket kraftigt under det att NO-halten endast sjunker obetydligt.

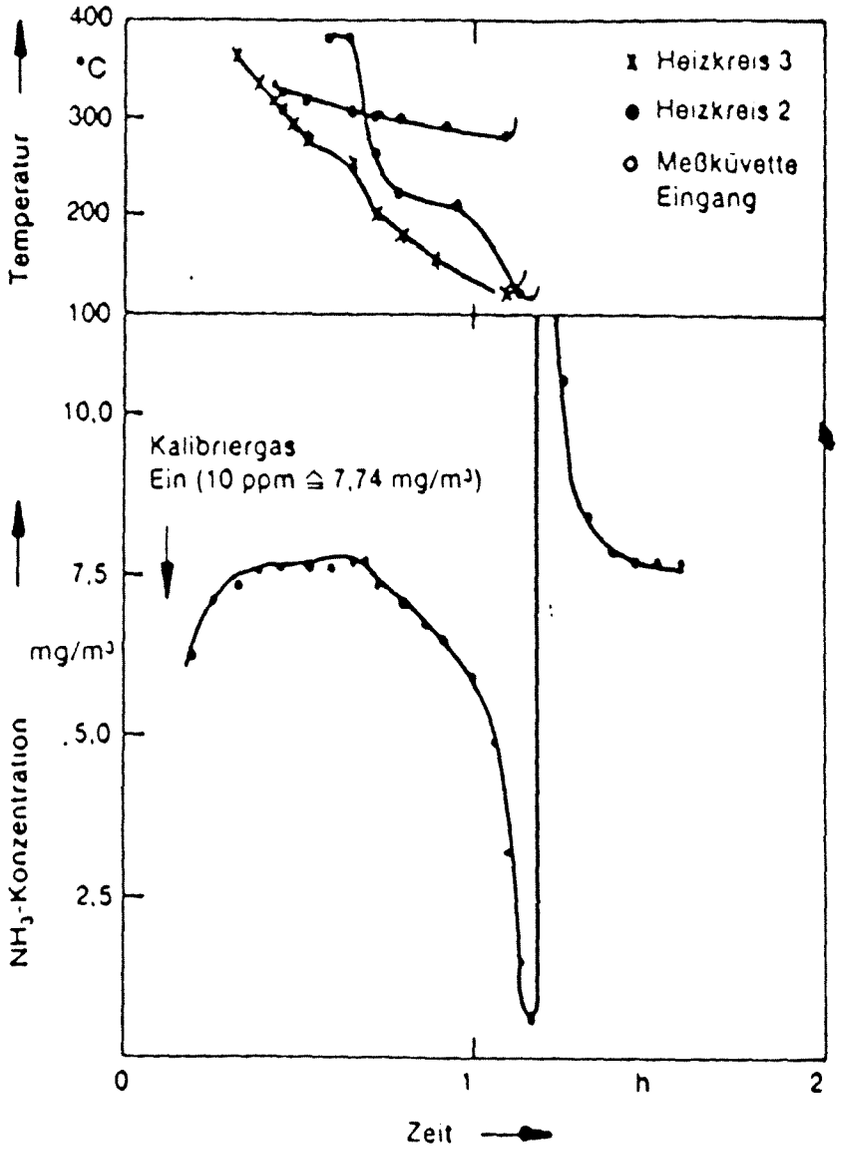


Figur 5.18 Mätning av NH_3-genomsläppet. (16,17)

Figure 5.18 Analysis of NH_3-slip.

Inom ramen för NH_3-försöken erhölls mycket hög känslighet i NH_3-mätningar vid ändring av mätgasens koncentration, vilket provtagningen visar.

Bild 5.19 visar inflytandet på NH_3-mätningarna av temperaturändringar på och i provtagningsledningarna. Det som benämns värmekrets (Heizkreis 2,3) återfinns som Hk 2,3 i figur 5.17.



Figur 5.19 Inverkan av temperaturen i provtagningssystem. (16,17)

Figure 5.19 Influence of sample system temperature.

Fraunhofermätningarna kontrollerades med konventionell kontinuerligt mätande utrustning från Bodenseewerke och från Horiba.

I riktade mätkampanjer mättes NO_x, O_2 och NH_3 i uttagsställen inom ett antal punkter i rökgaskanalen före och efter katalysatorerna. NH_3 bestämdes våtkemiskt med fotometrisk metod.

Under provningen mättes temperaturen kontinuerligt på tre ställen i reaktorn:

- före NH_3-doseringen
- mellan katalysatorskikt 1 och 2
- efter 3:e katalysatorskiktet

Alla tre mätningarna utnyttjades till för regling av NH_3-doseringen.

Hittillsvarande drifterfarenheter säger att den mätutrustning, som är nödvändig för mätning av NO, O_2, temperatur och uppvärmning av ledningar, redan finns tillgänglig på marknaden. Detta är inte fallet med mätutrustning för NH_3.

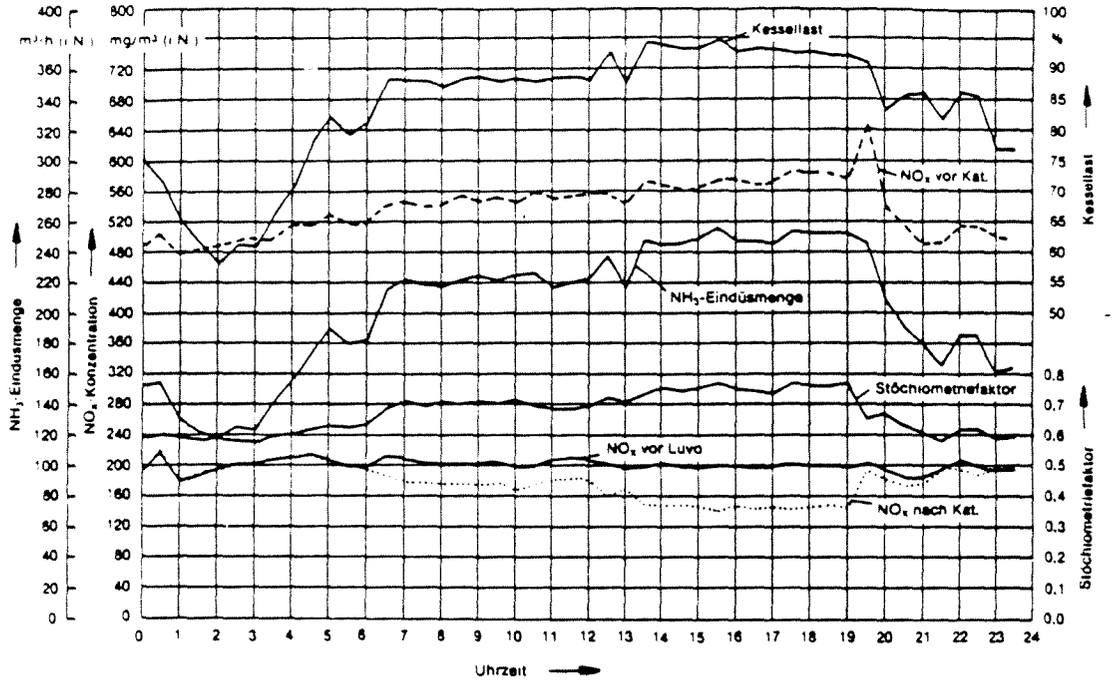
Med hänsyn till behovet av kontinuerlig övervakning i framtiden anses övervakningskostnaden (1 ingenjör och 1 mättekniker) ännu för hög. Övervakning av förhoppningsvis NH_3-genomsläppet kan i framtiden utföras med det ovan beskrivna diodlaserinstrumentet.

Vid ett i framtiden tillämpat kontinuerligt mätsystem för NH_3-genomsläpp måste man beakta problemen med mätinstrumentens mätområden (t ex 0 till 20 mg/m^3 (ppm) ibland 25 mg/m^3) och de idag uppnåbara NH_3-genomsläppen från 0,5 till 1 mg/m^3 och i gränsfallen cirka 4 mg/m^3. För ammoniak (molvikt 17) är omvandlingsfaktorn mellan ppm och mg/m^3 = 0,75.

De ökningar i NH_3-koncentrationen som observeras och är kritiska för anläggningen, framkallas genom katalysatorernas åldring eller genom lokala NH_3-överdosering på grund av störningar i hastighetsprofilen, förändringar av NO_x-koncentrationen och/eller NH_3-doseringen. Antingen sker förändringen långsamt (åldring) eller också sker det snabbt (lokala orsaker).

En långsam förändring/ökning av NH_3-genomsläppet mäts sekundärt via flygaskans NH_3-koncentration.

Det NH_3-genomsläpp som kräver mätningar lokalt är tidskrävande.



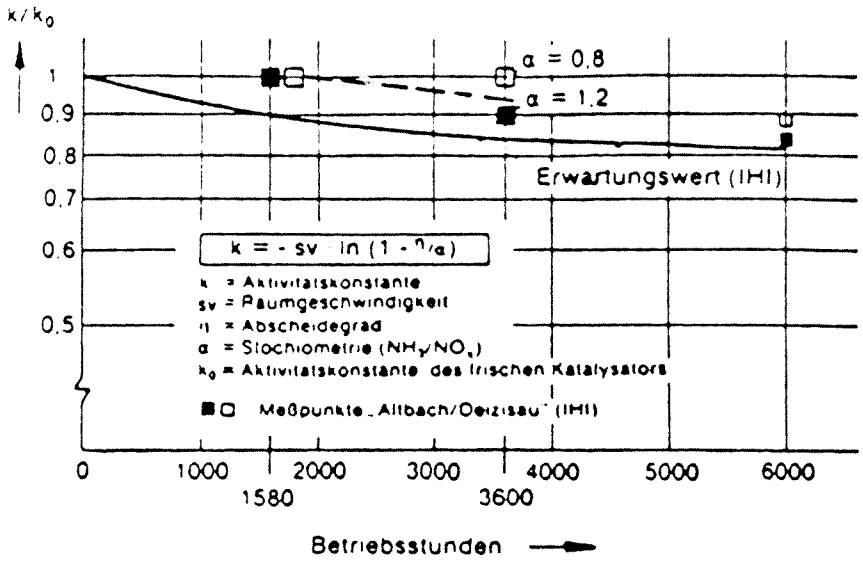
Figur 5.20 NO_x-emission under 24 timmar. (16, 17)

Figure 5.20 NO_x-emission during 24 hours.

Detaljmätningar (våtkemiska) av NH_3-genomsläppet mätt över det totala rökgaskanaltvärsnittet har utförts. Genomsläppsvärdet (Schlupfwerte) ligger vid 80 % pannlast på mindre än 1,0 mg/m^3 (6% O_2). Vid pannlaster upp till 100 % pannlast stiger medelvärdet upp till 1,5 mg/m^3 punktvis kan värdet 1,5 överskridas något.

Katalysatorförhållanden

Förändringen av katalysatoraktiviteten undersöktes efter 1480, 3600 och 6000 drifttimmar. Resultatet redovisas i figur 5.21. Den undre kurvan visar den vid projekteringen antagna förändringen (minskningen) av katalysatorns aktivitets-kurva. Av de införda provningsvärdena framgår klart, att katalysatorn är bättre än lämnade garantier.



Figur 5.21 Aktivitetsförlust i katalysator. (16, 17)

Figure 5.21 Activity loss in catalyst.

Utöver laboratorieundersökningar har katalysatorn undersökts visuellt beträffande eventuell igensättning (pluggning) eller spår av eventuella erosionsskador. Några förslitningar eller igensättningar i katalysatorkanalerna har inte observerats. Efter 6000 timmars drift ser katalysatorns inloppssida fortfarande bra ut.

På utloppssidan återfinns filigransliknande stoftavlagringar, vilka faller sönder när de lossas och stoftavlagringarna krossas ytterligare av trådnätet, som sitter före nästa plan, så att inte några störningar eller skador uppstår.

Långtidsförhållanden – luftförvärmare

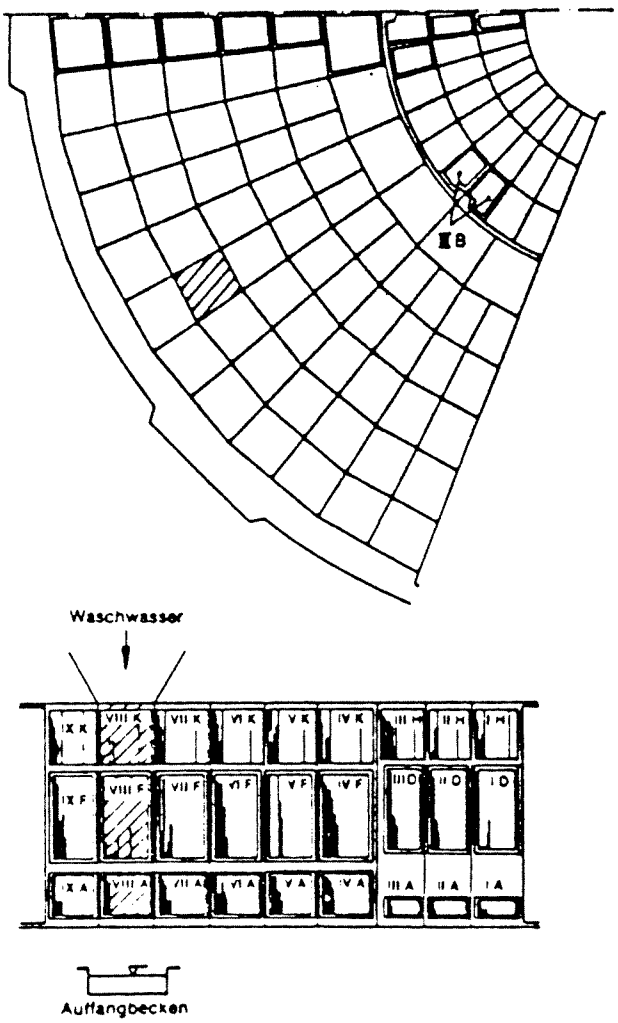
Vid drift av SCR-anläggningar placerade direkt efter pannan ("high-dust") diskuterades vart NH_3-genomsläppet tar vägen.

I uppdelningen av NH_3-genomsläppet med cirka 10 %-ig avlagring i luftförvärmaren, 60–70 % adsorberat på flygaskan (avskiljs i elfiltret), 10 % följer avsvavlingsreaktorns avloppsvatten och 10 % lämnar skorstenen. Såväl NH_3-innehållet i flygaskan som NH_3-innehållet i avsvavlingsreaktorns avloppsvatten kan övervakas kontinuerligt. Avlagringen på luftförvärmaren går ej att analysera kontinuerligt. Undersökningar måste inskränka sig till stilleståndsperioder. När pannan varit i drift cirka 8000 timmar och $DENO_x$-anläggningen i cirka 6000 timmar med NH_3-dosering, undersöktes luftförvärmaren ingående. Vid denna tid hade ännu inte någon tryckförlust kunnat iakttagas. Den optiska kontrollen av luftförvärmarens plåtar visade endast minimala avlagringar på framsidan och kunde sammantaget bedömas som mycket

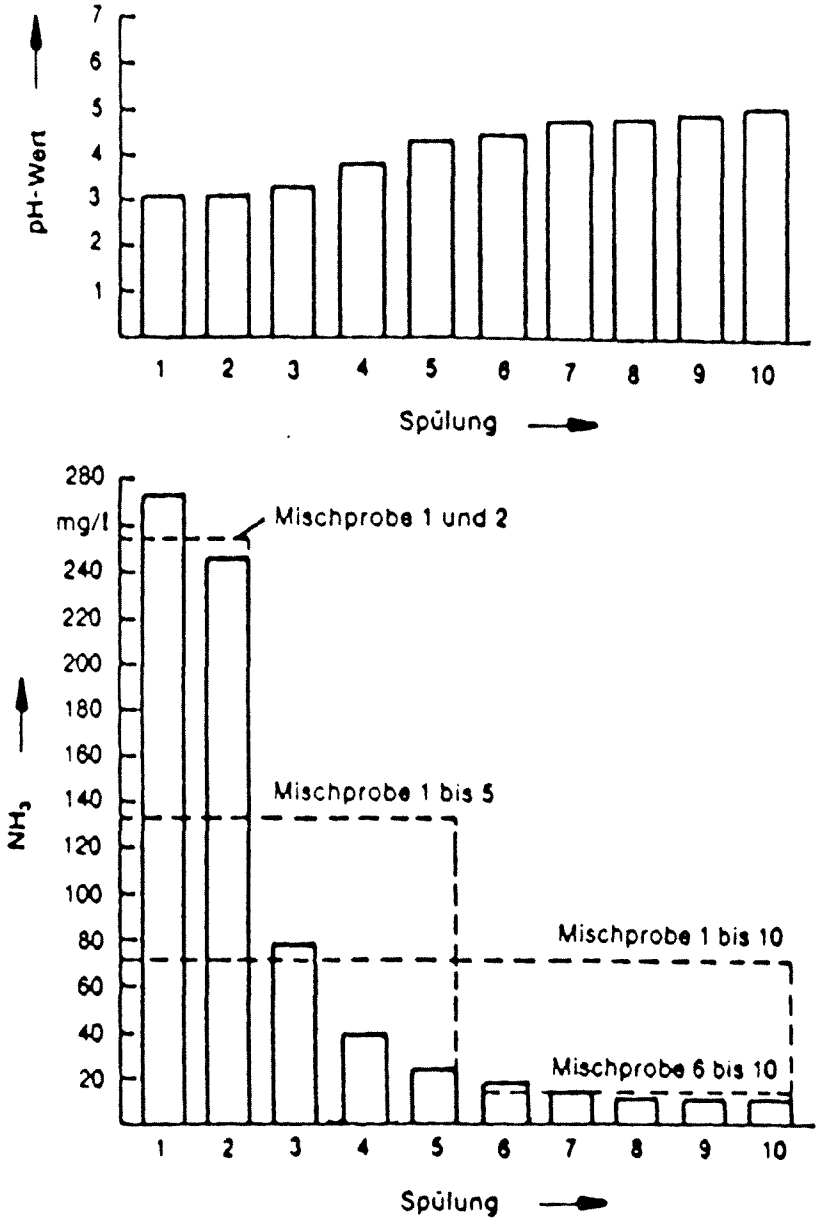
positivt resultat. Luftförvärmarna (Rotemühles fabrikat) är utrustade med "DENO$_x$-profiler" (rengöringsvänlig, avlagringsfientlig profil). Luftförvärmaren renblåses dagligen.

På grund av det mycket osäkra utlåtandet över följderna av NH_3-genomsläppet i luftförvärmaren och en förestående luftförvärmaretvätt undersöktes i december 1986 luftförvärmaren genom partiell tvättning av ett segment. Vid testtvättningen simulerades ett storskaligt tvättförlopp. För det ändamålet tvättades ett värmeväxlarsegment med högtrycksvatten med förutberäknade cykler och vattenmängd. Tvättvattnet samlades upp för varje tvättomgång och analyserades.

Figur 5.23 visar luftförvärmaresegmentet. I figur 5.24 har angivits analysuppgifterna för pH-värdet och NH_3-innehållet för varje tvättomgång. Mängden tvättvatten låg mellan cirka 110 till 120 liter per tvättomgång. Detta motsvarar ett specifikt värde av cirka 0,5 lit/m^2 och tvättomgång. En överslagsberäkning för den totala luftförvärmaren (block 5) ger en storleksordning av cirka 50 m^3 vaten per cykel.



Figur 5.22 Luftförvärmare med det testade segmentet utmärkt. (17)
Figure 5.22 Air preheater showing tested segment.



Figur 5.23 NH_3 och pH i tvättvatten före luftförvärmaren. (17)

Figure 5.23 NH_3 and pH in wash-water from air preheater.

För de vid försöken genomförda 10 tvättcyklerna åtgick cirka 500 m^3 tvättvatten för hela luftförvärmaren. Det framgick tydligt av försöken, att de lättlösliga ammoniaksalterna tvättades bort relativt snabbt.

Efter testspolningen inspekterades de tvättade luftförvärmarepaketen. De uppvisade en mycket ren och blank yta. Överslagsberäkningen av mängden NH_3, som varit avlagrad på hela luftförvärmaren gav cirka 30 kg. Detta värde visar på en relativt låg andel avlagring.

Avloppsvatten från rökgasavsvavlingsanläggningen (REA)

I Altbachanläggningens block 5 är avsvavlingsanläggningen inbyggd efter $DeNO_x$-anläggningen. Avloppsvattnet från avsvavlingsanläggningen behandlas i 2-steg varvid pH-värdet höjs till cirka 9,5. Med hänsyn till NH_3-avskiljning i behandlingsanläggningen för avloppsvatten genomförs minst 1 gång per vecka (under den ovan nämnda mätperioden 1 gång per dygn) NH_3-analyser. Värdena för avloppsvattnet ligger i medeltal mellan 5 och 6 ppm. Maximivärden 8 och 9 ppm NH_3.

Stoftbelastning

NH_3-koncentrationen i flygaska kontrolleras inom ramen för driftmätningarna. Rökgasernas stoftinnehåll ligger mellan 6 och 7 g/m^3. NH_3-innehållet i flygaskan svänger mycket (i medeltal 20 till 50 mg/kg). Reproducerbara fenomen, såsom t ex förändringen av NH_3-innehållet vid konstant drift med $DENO_x$-anläggningen och tiden för sotblåsarnas drift har undersökts.

Det har visat sig att NH_3-innehållet i stoftet troligen kommer att vara den faktor som styr driften och som garanteras.

Försök att ställa upp en massbalans baserad på ovan angivna mätningar har misslyckats hittills.

Dock bör påtalas att mätningar och uppföljningar i Altbach kommer att fortsätta och att resultaten bör följas upp så snart det är möjligt.

5.1.3 Kraftverket Donaustadt, Wien

Donaustadt är ett naturgas- och oljeeldat kondenskraftverk med två Benson-pannor på vardera 160 MW elektrisk effekt. Ångdata 188 bar, 535 °C, 455 ton/h. Bränslefördelningen utgör 84 % naturgas och 16 % olja (1 % S) på grund av att större andel olja ger för stora svavelutsläpp. Kraftverket är inte utrustat med någon SO_2-rening. För att reducera NO_x-utsläppen ersattes varje pannas 12 brännare med låg-NO_x-brännare, vilket reducerade utsläppen från 900 mg/Nm^3 till 500 mg/Nm^3 (6% O_2). Kraftverket är i drift 5000 h per år och står normalt stilla över helgerna.

1987/88 installerades katalytisk NO_x-rening (SCR) direkt efter pannan (High-dust), där temperaturen håller strax över 400 °C. Pannan och NO_x-reningen har levererats av Simmering-Graz-Pauker SGP-VA i Wien. SCR-tekniken bygger på en licens från Mitsubishi Heavy Industries i Japan. Typiska data återfinns i tabellen nedan.

DONAUSTADT PS
Unit #1 & #2

Client: WSTWE

BOILER

Type of Boiler	Benson	Evaporation	(t/h)	455
Boiler Manufacturer	SGP AG	Design Pressure	(bar)	188
Fuel	Fuel Oil (1% S)	Steam Temperature	(C)	535
	Natural Gas	Electrical Output	(MWel)	160 (per Unit)
Start of Operation	1973/1975			

DENOX - UNIT manufactured by SGP - VA

Flow Rate	(Nm3/h)	420.000	Site of Installation		High Dust with Bypass
Operating Temp.	(C)	420	Type of Reactor		Horizontal Flow
O2 Conc.	(Vol %)	1	Catalyst Volume	(m3)	appr. 80
H2O Conc.	(Vol %)	14	Type of Catalyst		Grid Honeycomb
Dust Conc.	(mg/Nm3)	65	Pitch	(mm)	6
SOx Conc.	(mg/Nm3)	800	Number of Layers		3 + (1 Spare Layer)
NOx Inlet	(mg/Nm3)	500	Sootblowers		not installed
NOx Outlet	(mg/Nm3)	100	Pressure Loss	(mbar)	11
DeNOx Efficiency	(%)	80	Reducing Agent		Ammonia
Ammonia Slip	(ppm)	5	Consumption	(kg/h)	64
SO2/SO3 Conv.	(%)	2.5	Start of Operation		1987/1988

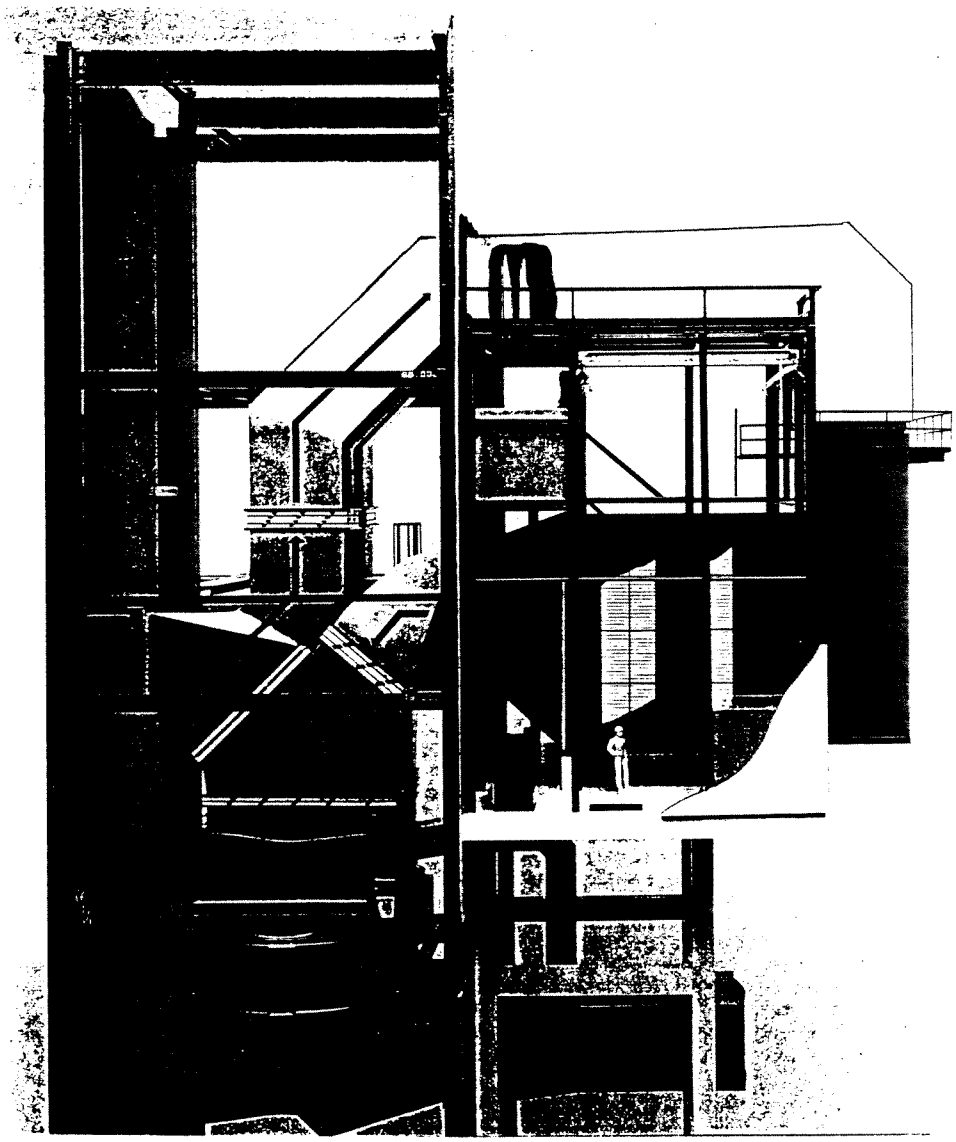
NO_x-utsläppet gäller vid 3% O_2

För reduktionen används koncentrerad ammoniak, vilken före insprutning i rökgasen förångas och blandas med luft. Insprutningen sker i ett stort antal dysor långt före katalysatorelementen, vilket ger en god fördelning. Vid normalt helgstopp av pannan krävs ingen uppvärmning av katalysatorn. Anläggningen har ångvärmt varmluftsystem för förvärmning av katalysatorn med primärt syfte att torka denna. På grund av att bl a vanadin från oljan fastnar i katalysatorn har aktiviteten ökat. Man var rädd för alltför stor SO_2-konvertering på grund av den ökade aktiviteten med påföljande ammonium-bisulfatfällning men har ännu inte behövt tvätta luftförvärmaren. Garanterad katalysatorlivslängd är 16000 h, medan förväntad är 60000 h. Detta är en genomgående trend för alla anläggningar.

Ammoniakläckaget är garanterat till under 5 ppm och ligger i verkligheten runt 0–1 ppm.

Hela $DeNO_x$-anläggningen är placerad 17 meter över marken med horisontellt genomflöde av rökgasen. Total vikt är 200 ton, varav själva katalysatorelementen utgör 80 ton, se figur 5.25.

För mätning av NO_x har både instrument från Siemens och Opsis provats. Opsis har visat sig fungera bäst.



Figur 5.25 SCR-installation efter gas/oljepanna, Donaustadt, Österrike.

Figure 5.25 SCR-installation after gas/oil-fired boiler, Donaustadt, Austria.

5.2 NATURGASELDADE GASTURBINER

5.2.1 Kraftverket Leopoldau, Wien

Gasturbinkraftverket Leopoldau är idag ett naturgaseldat kraftvärmeverk på 120 MW elektrisk effekt och 170 MW värme. Leopoldau byggdes 1975. Först 1988 kompletterades gasturbinen med en avgaspanna (SGP) för fjärrvärmeproduktion och ytterligare elproduktion via en ny ångturbin (SGP, Siemens). Anläggningen motsvarar till stora delar Stallbackaprojektet i Trollhättan, där Vattenfall nu arbetar med en liknande utbyggnad. Leopoldau är Europas första storskaliga gasturbinkraftverk med katalytisk NO_x-rening (SCR) inbyggd i avgaspannan. kraftverkets alfavärde är runt 0,7. Totalverkningsgraden uppgår till 86 %. Mera detaljer om verkets data visas i tabellen nedan.

LEOPOLDAU
Combined Cycle PS

Client: WSTWE

BOILER

Type of Boiler	Heat Recovery Steam Generator	Evaporation	(t/h)	194
		Design Pressure	(bar)	54
Boiler Manufacturer	SGP AG	Steam Temperature	(C)	473
Fuel	Natural Gas	Electrical Output	(MWel)	120
Start of Operation	1988	District Heating	(MWth)	170

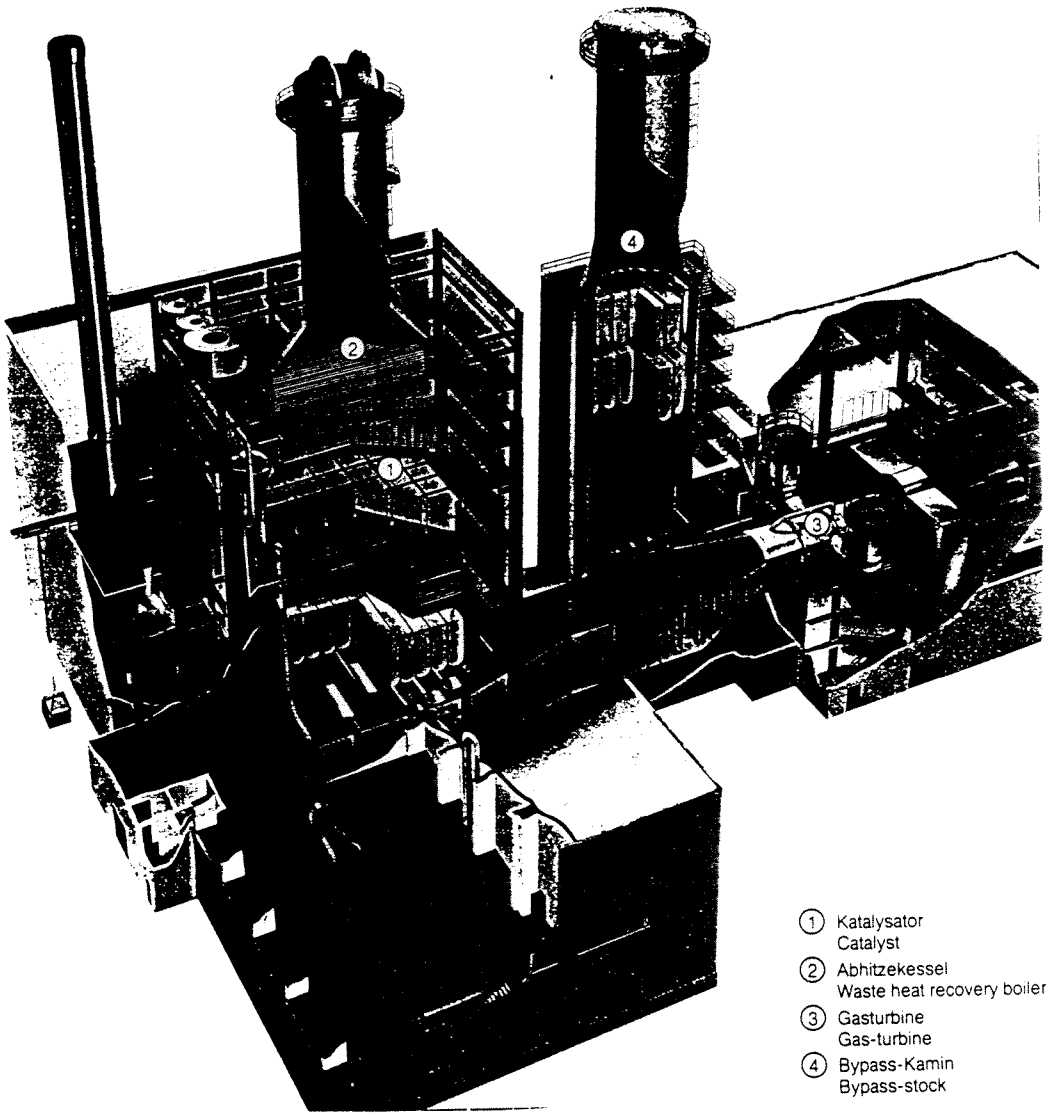
DENOX - UNIT manufactured by SGP - VA

Flow Rate	(Nm3/h)	1.300.000	Site of Installation		Integrated in HRSG
Operating Temp.	(C)	360	Type of Reactor		Upward Flow
O2 Conc.	(Vol %)	15	Catalyst Volume	(m3)	appr. 120
H2O Conc.	(Vol %)	16	Type of Catalyst		Grid Honeycomb
Dust Conc.	(mg/Nm3)	-	Pitch	(mm)	4
SOx Conc.	(mg/Nm3)	-	Number of Layers		2 + (1 Spare Layer)
NOx Inlet	(mg/Nm3)	500	Sootblowers		not installed
NOx Outlet	(mg/Nm3)	100	Pressure Loss	(mbar)	12.5
DeNOx Efficiency	(%)	80	Reducing Agent		Ammonia
Ammonia Slip	(ppm)	5	Consumption	(kg/h)	65
SO2/SO3 Conv.	(%)	-	Start of Operation		1988

NO_x-utsläppet gäller vid 3% O_2

Rökgasflödet är vid fullast 1 300 000 Nm^3/h. NO_x-reducering sker både i gasturbinens två brännkammare med vardera 8 st låg-NO_x-brännare för gas alternativt olja och i SCR-reaktorn. Koncentrerad, förångad ammoniak doseras drygt 2 meter före katalysatorbädden inne i avgaspannan i ett stort antal munstycken. Leverantören påpekade vikten av att kunna dosera ammoniaken rätt över hela tvärsnittet. Katalysatorvolymen (120 m^3) är uppdelad på två lager. Dessutom finns plats för ett reservlager. Rökgaserna strömmar nerifrån och upp i pannan. Katalysatorn är av keramisk s k honeycombtyp och har

visat sig klara snabba temperaturväxlingar mycket bra (över 100 °C/min). Begränsande för temperaturgradienter är idag själva pannan, dvs klarar pannan den temperaturchock som gasturbinen ger så klarar också katalysatorn den. Chockprov på laboratorium med "kall" katalysator som utsatts för 400-gradig gas utan att skadas redovisas.



Figur 5.26 Gasturbinverket, Leopoldau, Österrike.

Figure 5.26 Combined Cycle Power Plant, Leopoldau, Austria.

Gaskombikraftverket hade i december 1989 varit i drift cirka 3000 h. Normalt körs kraftverket bara under vinterhalvåret och stoppas över helgerna. Vid

stopp fredag till måndag sjunker temperaturen över katalysatorn från 360 °C till cirka 250 °C, vilket möjliggör mycket snabb uppstart måndag morgon.

Det anses inte vara nödvändigt med någon speciell uppvärmningsutrustning vid kallstart. Den utrustning som finns installerad är för klent dimensionerad för att förvärma katalysatorn utan är tänkt för konservering av panna och katalysator vid långa stopp. Då skall katalysatorn torkas och rengöras samt isoleras från omvärlden. Vid vårt besökt var turbinen avställd, men vi fick ej se katalysatorn med motiveringen att denna då skulle kylas i onödan med risk för kondensering.

För NO_x-reduktion utnyttjas koncentrerad ammoniak, vilket ställer stora krav på skydd och säkerhet. Ammoniaken transporteras på järnväg till anläggningen och förvaras sedan i två stora tankar på vardera 100 m^3. Tankarna fylls aldrig mer än 50 %, så att allt kan pumpas över i en av tankarna vid problem. Dessutom finns en tredje tank för uppsamling av eventuellt läckage. Drygt 25 % av hela anläggningens yta upptas av ammoniakhanteringen. Personal som vistas inom ammoniakområdet har alltid andningsmask med sig.

Ammoniakförbrukningen uppgår till 65 kg/h och läckaget till under 5 ppm. Katalysatorn är dimensionerad för 80 % reduktion från 500 till 100 mg NO_x/Nm^3 (3 % O_2), vilket motsvarar 170 mg/Nm^3 ned till 33 mg NO_x/Nm^3 (15 % O_2. Detta motsvarar 140 mg/MJ respektive 28 mg/MJ. Bästa renga-svärden som någon gång uppmätts ligger på 14 mg/Nm^3 (15 % O_2) mot-svarande 12 mg/MJ.

5.3 ANLÄGGNINGAR MED SCR EFTER DIESEL

5.3.1 Stadtwerke Norderstedt

Stadtwerke Norderstedt norr om Hamburg har ett naturgaseldat kraftvärme-verk, som består av 6 st 500-600 kW_e dieselmotorer, försedda med SCR-utrustning, typ zeolit-katalysatorer, från Steuler. Anläggningen i Norderstedt är en av Steulers första anläggningar med SCR-utrustning för otto- och dieselmotorer (den första levererades till Paderborn och togs i drift december 1983).

Norderstedtanläggningen är utrustad med naturgasdrivna (gastryck in 2 bar) tändstiftsförsedda tvåtakts 6-cylindriga dieselmotorer av fabrikat Jenbacher (tillverkningen nedlagd). Motorerna köptes 1982 innan TA-luft kom till. Dessa motorer lämpar sig endast för fulleffektdrift, vilket ger många starter (cirka 500 starter per aggregat och år, dvs nästan 2 starter per dag). Drifttid cirka 3500 h/år och aggregat.

SCR-anläggningen har köpts senare och togs i drift september 1985.

Avgasmängd	6x3700 norm m^3/h
Avgastemperatur	cirka 350 °C (300- 480 °C)
NO_x in	cirka 800 ppm (11% O_2)
NO_x-avskiljning	bättre än 85 %

144 st element (150x150x150) per aggregat i fyra lager

Tvåtaktsmotorerna har fungerat dåligt, bland annat har:

- tändstiften haft kort livslängd på grund av hög temperatur i cylinder. Två platinastift per cylinder håller cirka 3500 h (240 DM/st).
- koksning i slitsarna.
- dålig tömning med höga CO som följd (CO 900 mg/m^3, krav 650).
- lagerproblem (eventuellt på grund av olämplig smörjolja).

6 st SCR-utrustningar kostade 1985, då den installerades i efterhand, 1 miljon DM, att jämföra med de 10 MDM hela anläggningen kostade 1982.

I början hade man stora problem med SCR-utrustningen. Hela "huset" till reaktorn sprack på grund av värmespänningar. Idag håller keramiken i katalysatorerna för tryckstötarna (hittills 2 års drift med slutlig konstruktion).

NH_3-genomsläppet angavs till 30 ppm. Någon kontinuerlig mätning genomförs ej. (Näsan angavs som bästa mätmetod.)

Någon aktivitetsförlust har ej kunnat uppmätas enligt leverantören Steuler.

Det uppgavs att utrustningen klarade av 850 mg/Nm^3(3% O_2) på utgående gas när ingående mängden är 4000 mg/Nm^3 (80 % verkningsgrad).

Svårigheterna att nå bättre resultat uppgavs bero på den ojämna avgastillförseln (stötvis), som också till en del beror på den trånga installationen. Anläggningen är ett exempel på där man låtit befintlig byggnad styra katalysatorns utformning.

NH_3 levereras per bil, lagras och tillfördes i form av 25 %-ig vattenlösning. Kostnaden uppges vara 0,24 DM/liter. Cirka 8 liter/h och motor åtgår.

NH_3-lösningen köps färdigblandad och förvaras i en nedgrävd dubbelväggig cistern. Cisternen har vätsketätning mellan väggarna (nivåvaktskontroll). Cisternen är belagd invändigt med plast.

Ammoniakberörda ventiler, packningar o dyl är en svag punkt. Materialvalet är mycket viktigt.

"Luktfälla" vid tank fångar ammoniaken med hjälp av H_2SO_4.

Driftledningen rekommenderade ottomotorer, om man idag vill nå låga NO_x-utsläpp med rimlig kostnad på $DeNO_x$-anläggningen.

6 TÄNKBARA TILLVÄGAGÅNGSSÄTT OCH UTVECKLINGSTRENDER FÖR ATT LÖSA PROBLEM VID START- OCH DELLAST SAMT STOPP

Uppmärksamheten på start- och stoppförloppen har aktualiserats hos flera SCR-leverantörer genom våra samtal och besök. Tidigare har ämnet inte diskuterats överhuvud taget. Det enda som hittolls varit intressant är minimitemperaturen för ammoniaktillsättning. Detta har varit nödvändigt för att undvika ammoniumbisulfatutfällning i katalysatorn. Dessutom ger för tidig tillsats av ammoniak upphov till oönskat ammoniakutsläpp eftersom katalysatorn fungerar dåligt vid temperaturer under 300 °C.

Orsaken till det ringa intresset för utsläppet under startförloppet är konstruktionen av utsläppsvillkoren i de länder där katalysatorer installerats i stor utsträckning, bl a Västtyskland. Där undantas utsläppen från villkorsvärdet, varför de till synes hårda villkoren i själva verket är lindrigare än föreslagna svenska.

Sammanfattningsvis kan sägas att de metoder för att snabbt få igång en katalysator och på så sätt minimera onödigt NO_x-utsläpp är följande.

För korta stopp gäller varmhållning genom isolering av katalysatorbädden och avstängning av självdraget genom bädden. För lite längre stopp föreslås varmhållning med cirkulerande luft med tillsatsvärmning/eldning med ånga eller gasol. Utrustning finns redan installerat (SGP, Donaustadt) men med syfte att torka katalysatorn inför långa stopp.

Efter långa stopp föreslås förtida uppvärmning med ovan nämnda slutna varmluftskrets. Syftet med förvärmningen anges vara fukten. Kondenserad fukt kan orsaka sprängningar vid hastig uppvärmning.

"Tail end"-konceptet kan vara en lösning, eftersom denna utrustas med uppvärmningsanordningar och kan värmas i förväg.

Om och när nya anläggningar byggs upp med "Tail-end"-konceptet för gas, olja eller kol måste läckaget vid växlingen av rågas och rengas göras så liten som möjligt. Detta läckage kan vara lika förödande som orenat start- och stoppförlopp.

Andra åtgärder som anges är mer indirekta. Alla leverantörer av SCR-utrustning vi varit i kontakt med rekommenderar primära NO_x-sänkande åtgärder parallellt med SCR-installationen, vilket gör att den "orenade" perioden inte påverkar årsmedelvärdet så mycket. Därför har till exempel Placerita ånginsprutning och Altbach och Donaustadt låg-NO_x-brännare.

På längre sikt kommer katalysatorer, som är aktiva vid lägre temperaturer, att utvecklas. Bland annat arbetar EKA-Nobel med en zeolitvariant för cirka 180 °C. Några resultat är ännu ej redovisade.

Ökad selektivitet och mera specialdesign präglar även katalysatormarknaden. Tillverkarna strävar efter att i allt högre grad tillgodose varje behov med specialdesignad katalysator.

LITTERATUR- OCH REFERENSFÖRTECKNING

1 VGB-Handbuch, "NO_x-Bildung und NO_x-Minderung bei Dampferzeugern für fossile Brennstoffe", VGB-B 301

2 VGB-Richtlinie, "Planung und Bestellung von Anlagen zur Minderung von Stickstoffoxidemissionen" (DENOX-Anlagen, VGB-R 305 H.

3 Dr-Ing Jörn Jacobs, VGB-Geschäftsstelle Essen. Muntlig och skriftlig information.

4 Dr Berhard Forck, VGB, Essen. Sammanträffande i Hamburg.

5 Dr Krüger, VGB, Essen. Brevinformation.

6 Direktör Rainer Telöken, Scholven och VEBA-Kraftwerke, Gelsenkirchen - Buer. Brevinformation, artiklar, instruktioner och kontaktskapare.

7 Dipl-Ing Obering Jürgen Kaulitz, VEBA-Kraftwerke. Samman-träffande i Hamburg.

8 Dipl-Ing Helmuth Kosiol, Driftchef Kraftwerk Hafen i Hamburg. Besök och sammanträffande, genomgång av drifterfarenheter.

9 VGB-konferens 1987 "Kraftwerk und Umwelt 1989".

10 VGB-konferens 1987 "Kraftwerk und Umwelt 1987".

11 Dipl-Ing Volker Fütterer, Leiter der Abteilung Konventionelle Krafterke - Bau und Instandhaltung, Badenwerk AG, Karlsruhe. Sammanträffande i Hamburg.

12 Dr Wolfgang Honnen, Dipl-Ing Stephan Blumrich, Dipl-Ing Lutz Kunze, Degussa AB, Hanau. Studiebesök med genomgång och diskussioner samt erhållande av skrifter.

13 Ansgar Aspalter, Werner Gottlieb, Christian Lechner, A Hawel, Simmering-Graz-Pauker AG, Wien. Studiebesök med genomgång och diskussioner samt erhållande av skrifter.

14 Dipl.ing. Hinrich Groth, Stadtwerke Norderstedt, Värd vid besök i Dieselkraftverket, diskussion angående drifterfarenheter och projektering.

15 Dipl.Ing. Joachim Schmidt, Steuler-Industriwerke, muntlig och skriftlig information, medverkande vid besök i Nordenstedt.

16 Bernard Lehmann, Miljöansvarig inom Neckarwerk (bl.a Altbach) medverkade vid besök i Altbach.

17 Dr.Ing. P. Necker, Weitere Erfahrungen mit der DENOX-Anlage in Block 5, Kraftwerk Altbach/Deizisau.

18 Dr.Ing. Reidick, Mitteilungen der EVT Stuttgart (1986).

19 Torgny Ekman, Svenska Flakt, diskussion vi personligt besök.

20 M.G. Radin, B. Boyles: Proceedings American Power Conference, 1987.

BILAGA 1

ANLÄGGNINGAR MED SCR I EUROPA

Vid kontakt med VGB angående SCR-anläggningar har vi fått bifogad förteckning, som gäller såväl planerade som redan färdiga DENOX-anläggningar för kraftindustrin.

Förteckningen har publicerats tidigare i VGB KRAFTWERKSTECHNIK, januari 1988.

Tafel 1. Liste der DENOX-Demonstrations- und -Großanlagen (Stand: November 1987).

Betreiber/ Standort/Größe	Brennstoff/ Feuerungsart	Lieferer/ Technik	Baubeginn/ Inbetrieb-nahme	geschätzte Kosten/ DENOX-Kapazität	Bemerkungen
Badenwerk/ Rheinhafen-Dampfkraftwerk Block 7, Karlsruhe/ 550 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Steinmüller/ SCR high dust	März 1987/ Juni 1989	—/100 %	in Bau
BASF/Kraftwerk Mitte, Ludwigshafen/ 2 × 500 000 m³/h	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach E-Filter vor REA	1988/ Ende 1990	—/ 100 %	—
Bayernwerk/ Kraftwerk Schwandorf, Block C/ 100 MW	Braunkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	April 1986/ Mitte 1988	s. u.	in Bau
Kraftwerk Schwandorf, Block D/ 300 MW	Braunkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	April 1986/ Mitte 1988	80 Mill. DM ges. (Block C + D)	in Bau
Kraftwerk Schwandorf, Block B/ 100 MW	Braunkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	Mitte 1987/ Ende 1988	25 Mill. DM/ 100 %	in Planung
Kraftwerk Aschaffenburg, Block 21 und 31/ 2 × 150 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR high dust	—/ 1990	—	in Planung
BEWAG/ Heizkraftwerk Reuter-West, Block D und E/ 2 × 300 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Balcke-Dürr, Borsig/ SCR high dust	D: 1987/89 E: 1986/88	—/ je 100 %	—
Kraftwerk Lichterfelde, Block 1 und 2/ 2 × 150 MW	Heizöl S	Planungsauftrag Babcock/ SCR high dust	Frühjahr 1988/ 1990	—/ 100 %	in Planung
Kraftwerk Charlottenburg, Kessel 1 bis 3/ K 1 und 2 je 55 MW K 3 75 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Steinmüller/ SCR nach REA	Frühjahr 1988/ 1989	—/ 100 %	100 % Ascherückführung
Kraftwerk Reuter, Block 1 und 2/ 2 × 50 MW	Steinkohle (80 %) Braunkohle (20 %) Trockenfeuerung	Lentjes/ SCR nach REA	Frühjahr 1988/ 1990	—/ 100 %	100 % Asche-ausschleusung in Block C
Kraftwerk Reuter, Block C/ 130 MW	Steinkohle (80 %) Braunkohle (20 %) Schmelzfeuerung	Lentjes/ SCR nach REA	Frühjahr 1988/ 1990	—/ 100 %	100 % Ascherückführung
Kraftwerk Oberhavel, Block 1 und 2/ 2 × 100 MW	Steinkohle (80 %) Braunkohle (20 %) Schmelzfeuerung	Steinmüller/ SCR high dust	Frühjahr 1988/ 1990	—/ 100 %	100 % Ascherückführung (10 % Ausschleusung)
Kraftwerk Rudow, Kessel 1 und 2/ 2 × 37 MW	Steinkohle (80 %) Braunkohle (20 %) Schmelzfeuerung	Babcock/ SCR high dust	Frühjahr 1988/ 1990	—/ 100 %	100 % Ascherückführung (10 — 20 % Ausschleusung in Kessel 3)
Kraftwerk Rudow, Kessel 3/ 100 MW	Steinkohle (80 %) Braunkohle (20 %) Schmelzfeuerung	Babcock/ SCR nach REA	Frühjahr 1988/ 1990	—/ 100 %	100 % Ascherückführung

Tafel 1 Liste der DENOX-Demonstrations- und -Großanlagen (Stand November 1987). *(Fortsetzung)*

Betreiber/ Standort/Größe	Brennstoff/ Feuerungsart	Lieferer/ Technik	Baubeginn/ Inbetrieb-nahme	geschätzte Kosten/ DENOX-Kapazität	Bemerkungen
Elektriciteits-Produktiemaatschappij Oost-en Noord-Nederland (EPON)/ Nijmegen, Niederlande/ 130 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	ESTS (Mitsubishi-Lizenz)/ SCR high dust	April 1986/ August 1987	20 Mill. hfl/ 50 %	—
ELEKTROMARK/ Werdohl-Elverlingsen, Block E3 und E4/ 576 und 856 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	IV 1989/ I 1990	125 Mill. DM/ —	—
Energieversorgung Oberfranken (EVO)/ Kraftwerk Arzberg/ 107 MW und 130 MW	Braunkohle/ Trockenfeuerung	BF-Uhde/ Simultanverf. A-Koks, SO_2-Adsorption und NO_x-Katalyse	1985/ 1987	120 Mill. DM einschließlich REA	gemeinsame Regeneration
EVS/Heizkraftwerk Heilbronn, Block 7/ 700 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	EVT/ SCR high dust	1985/September 1986	—	—
Heizkraftwerk Heilbronn, Block 3 — 6/ 460 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Babcock/ SCR nach REA	Mitte 1986/ August 1988	—/50 % (1. Ausbaustufe)	Inbetriebnahme der 2. Ausbaustufe auf 100 % für 1990 geplant
EWAG Nürnberg/ Heizkraftwerk Sandreuth/ 3 × 106 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Linde AG, Werksgruppe TVT München/ SCR nach REA	1985/ 1987	50 Mill. DM/ 100 %	Schüttgutkatalysator
Gemeinschaftskraftwerk Hannover/ Hannover-Stöcken, Block 1 und 2/ 2 × 357 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR nach REA	Block 1: 10/87 Block 2: 11/87/ Block 1: 8/88 Block 2: 4/89	47 Mill. DM/ 100 %	Siemens-Wabenkatalysator
Gemeinschaftskraftwerk Weser/Porta Westfalica, Block 1/ 100 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR high dust	1988/ 1989	20 Mill. DM/ 100 %	100 % Flugaschen-rückführung; DENOX-Hersteller nicht entschieden
Porta Westfalica, Block 2/ 100 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR high dust	1988/ 1989	20 Mill. DM/ 100 %	100 % Flugaschen-rückführung; DENOX-Hersteller nicht entschieden
Porta Westfalica, Block 3/ 300 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR high dust	1988/ 1989	60 Mill. DM/ 100 %	100 % Flugaschen-rückführung; DENOX-Hersteller nicht entschieden
Großkraftwerk Franken (GFA)/ Kraftwerk Franken II/ 2 × 200 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR high dust	—/ Ende 1989	—	in Planung
Großkraftwerk Mannheim/ Mannheim-Neckarau, Block 7/475 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	EVT/ SCR high dust	1987/ 1988	80 Mill. DM	in Bau
Mannheim-Neckarau, Blöcke 3 und 4/ 440 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Babcock/ SCR nach REA	1987/ 1988	120 Mill. DM	in Bau
HEW/ Hamburg Kraftwerk Wedel/ 2 × 450 000 m³/h	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Steinmüller/ SCR high dust	1986/87 1987/88	40 Mill. DM/ 100 %	—
Kraftwerk Hafen/ 300 000 m³/h	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Steinmüller/ SCR nach REA	Anf. 1986/ 1987	25 Mill. DM/ 100 %	[VGB-KWT 66 (1986), H. 1, S. 27—32]
Huls/ Kraftwerk II, Block 3 / 82 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	1988/ Herbst 1989	—/ 100 %	—
Marl Kraftwerk I, Block 4 und 5 / 250 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	1988/ Herbst 1990	—/ 100 %	—

Tafel 1. Liste der DENOX-Demonstrations- und -Großanlagen (Stand. November 1987). *(Fortsetzung)*

Betreiber/ Standort/Größe	Brennstoff/ Feuerungsart	Lieferer/ Technik	Baubeginn/ Inbetrieb-nahme	geschätzte Kosten/ DENOX-Kapazität	Bemerkungen
Isar-Amperwerke/ Kraftwerk Zolling, Block 5/ 450 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	—/ 1987/88	52 Mill. DM/ 100 %	in Bau [VGB-KWT 66 (1986), H. 4, S. 373—376]
Kraftwerke Mainz-Wiesbaden/ Kraftwerk Mainz, Block 2 und 3/ 2 × 100 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Fläkt-Babcock/ SCR nach REA	1986/ 1987/88	40 Mill. DM/ größer 83,5 %	Anlage in Bau
Kraftwerk Mainz/ 127 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Babcock-Exxon/ SNCR, etwa 950 °C (NH_3-Einblasung)	Januar 1986/ März 1986	0,9 Mill. DM/ größer 50 %	Vorversuch für Umstellungsentscheidung 100-MW-Block 1
Kraftwerk Mainz, Block 1/ 100 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Babcock-Exxon/ SNCR	1988/ 1989	10 Mill. DM/ größer 83,5 %	Genehmigungsplanung
Neckarwerke/ Altbach/Deizisau, Block 5/ 420 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Steinmüller/ SCR high dust	1984/ 1985	65 Mill. DM/ 80 %	—
Walheim, Block 2/ 150 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Steinmüller/ SCR high dust	1987/ 1987	—/ 100 %	—
NEFO/Vendsysselværket, Block I, Dänemark/ 130 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Ålborg Boilers/ SNCR	Juli 1987/ August 1988	15 Mill. dkr/ 100 %	—
NEWAG NIOGAS/Dürnrohr, Block 2, Österreich/ 352 MW	Steinkohle-Erdgas/ Trockenfeuerung	Voest-Alpine, Babcock-Hitachi/ SCR high dust	1985/ 1986	350 Mill. öS/ 100 %	Plattenkatalysator
Österr. Draukraftwerke/ DKW St. Andrä, Block St. Andrä II, Österreich/ 110 MW	Braunkohle/ Trockenfeuerung	—/ SNCR	Oktober 1986/ Dezember 1986	—/ 100 %	—
PreussenElektra/ Kraftwerk Heyden/ 800 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes SCR high dust	—/ Anfang 1987	—/ 100 %	Erweiterung der in Bau befindlichen REA
Kraftwerk Wilhelmshaven/ 705 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	—/ Dezember 1988	—/ 100 %	—
Gemeinschafts-kraftwerk Kiel/ 325 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	—/ Ende 1989	—/ 100 %	—
Kraftwerk Farge/ 325 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	—/ Mitte 1990	—/ 100 %	—
Kraftwerk Staudinger, Block 1 und 2/ 2 × 250 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	—/ Mitte 1990	—/ 100 %	—
Kraftwerk Staudinger, Block 3/ 300 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust oder SCR nach REA	—/ Mitte 1990	—/ 100 %	—
PreussenElektra, Stadtwerke Braunschweig, Stadtwerke Hannover/ Kraftwerk Mehrum/ 642 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	—/ Dezember 1988	—/ 100 %	—
RWE/ Frimmersdorf und/ oder Weisweiler/ 150 MW	Braunkohle/ Trockenfeuerung	—/ SNCR	1988/ 1988	—	Vorplanung
RWE-PREUSSAG/ Ibbenbüren, Block B/ 770 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR nach REA	II 1987/ Dezember 1988	—/ 100 %	—

Tafel 1. Liste der DENOX-Demonstrations- und -Großanlagen (Stand: November 1987). *(Fortsetzung)*

Betreiber/ Standort/Größe	Brennstoff/ Feuerungsart	Lieferer/ Technik	Baubeginn/ Inbetrieb-nahme	geschätzte Kosten/ DENOX-Kapazität	Bemerkungen
RWE-VKR/ VKR-Kraftwerk Scholven, Blöcke G und H/ 4 × 860 000 m³/h	Heizöl EL (ab 1989), zur Zeit mit HS	Deutsche Babcock Anlagen/ SCR	1986/ 1986/87	—	in Betrieb
Saarbergwerke/ Kraftwerk Fenne, Block 3/ 163 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR high dust	—/ 1990	—	in Planung
Kraftwerk Weiher, Block 2/ 2 × 150 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR hinter REA	—/ 1989	—	in Planung
Kraftwerk Weiher, Block 3/ 707 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Steinmüller/ SCR high dust	1988/ 1989	—	in Planung
Heizkraftwerk Völklingen/ 210 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Kraftwerk Union/ SCR high dust	—/ 1989	—	Neuanlage in Bau
Saarbergwerke, Bayernwerk, Badenwerk, EVS/ Kraftwerk Bexbach/ 750 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	EVT/ SCR high dust	1987/ 1988	—	in Bau
Stadtwerke Bremen/ Kraftwerk Hastedt, Block 15/ 130 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	EVT/ SCR high dust	1988/ 1989	20 Mill. DM/ 100 %	Neuanlage
Stadtwerke Düsseldorf/ Kraftwerk Lausward, Blöcke A, B, C und D/ 8 × 250 000 m³/h	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Lentjes-Steinmüller/ Kombi-Verfahren aus Braunkohle-koksvorreinigung und SCR, hinter quasitrockener REA	1988/ 1989	180 Mill. DM/ 100 %	—
Kraftwerk Flingern/ 2 × 250 000 m³/h	Steinkohle/ Schmelzkammer-Wanderrost	Lentjes-Steinmüller/ Kombi-Verfahren aus Braunkohle-koksvorreinigung und SCR, hinter quasitrockener REA	1988/ 1989	50 Mill. DM/ 100 %	—
Heizkraftwerk Garath/ 2 × 60 000 m³/h	Steinkohle/ Wanderrost	Steinmüller-Petersen/ Braunkohle-/ A-Koks hinter quasitrockener REA 80 — 100 °C	August 1987/ Dezember 1987 und Mitte 1988	18 Mill. DM/ 100 %	—
Stadtwerke Duisburg/ DU-Stadtmitte/HKW Block II/A (72 MW) und II/B (137 MW)	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Thyssen Engineering/ SCR nach REA	Januar 1987/ Juni 1988	—	2strängige REA und DENOX auf je 363 000 m³/h ausgelegt
Stadtwerke Frankfurt (Main)/ Heizkraftwerk Niederrad, Block 1/ 60 MW	Erdgas, Heizöl EL/ Frontfeuerung	Babcock/SCR	April 1987/ November 1987	6 Mill. DM/ 100 %	—
Heizkraftwerk Niederrad, Block 2/ 60 MW	Erdgas, Heizöl EL/ Bodenfeuerung	Babcock/SCR	April 1988/ September 1988	5 Mill. DM/ 100 %	—
Heizkraftwerk West, Block 2 und 3/ 2 × 275 000 m³/h	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Lentjes/ SCR high dust	1986/ 1989	2 × 13 Mill. DM/ 100 %	Neuanlage
Stadtwerke Karlsruhe/ Karlsruhe, Honsellstr. 35, Kessel 3/ 191 MW	Kohle/ Schmelzfeuerung	Krupp Koppers/ SCR nach REA	Anfang 1988/ Ende 1988	25 Mill. DM/ 100 %	—

Tafel 1. Liste der DENOX-Demonstrations- und -Großanlagen (Stand November 1987). *(Fortsetzung)*

Betreiber/ Standort/Größe	Brennstoff/ Feuerungsart	Lieferer/ Technik	Baubeginn/ Inbetrieb-nahme	geschätzte Kosten/ DENOX-Kapazität	Bemerkungen
Stadtwerke München/ Heizkraftwerk Süd, Block 4 und 5/ 2 × 360 t/h Dampfleistung	Erdgas, Heizöl EL/ ASR-Babcock, Eckenbrenner	Steinmüller/ SCR 320 — 380 °C	Juli 1987/ Block 5, Mai 1988 Block 4, Juni 1988	86 Mill. DM (incl. Primärmaß-nahmen)/ 100 %	—
Heizkraftwerk Süd, Müllblöcke 4 und 5/ 2 × 40 t/h Müll	Müll/Martin-Rückschubrost, Gas-Zusatzbrenner	—	1987/ 1989/90	150 Mill. DM (Gesamt-Rauchgasreinigung mit DENOX)/ 100 %	Bestellung voraussichtlich IV/1987
Heizkraftwerk Nord, Block 2/ 362 MW	Steinkohle, Erdgas, Klärschlamm/ Trockenfeuerung	Babcock/ SCR high dust	1987/ Ende 1989	40 Mill. DM/ 100 %	—
Stadtwerke Münster/ HKW Hafen, Block III/ 126 800 m³/h	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Lentjes, Degussa, Lurgi/ SCR nach Heißgas-E-Filter	September * 1987/ November 1988	24 Mill. DM einschließlich DESOX/ 100 %	katalytische SO_2-Oxidation
STEAG/ Kraftwerk Walsum, Kessel 7/150 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR nach E-Filter vor REA	1987/ Oktober 1988	—/ 100 %	Anlage in Bau
Kraftwerk Walsum, Kessel 9/410 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR high dust	1986/ Oktober 1988	—/ 100 %	Anlage in Bau
Kraftwerk Herne, Kessel 1 bis 3/600 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	Juni 1988/ November 1989	—/ 100 %	—
Kraftwerk Herne, Kessel 4/500 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Babcock-Steinmüller/ Brennstoffstufung und SNCR	1986/ Oktober 1989	—/ 100 %	Anlage in Bau
Kraftwerk West, Kessel 1 und 2/700 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	Juni 1988/ November 1989	—/ 100 %	—
Kraftwerk Kellermann, Lünen/150 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	Juni 1988/ November 1989	—/ 100 %	—
GK Ost, Lünen/ 350 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	Juni 1988/ November 1989	—/ 100 %	—
Kraftwerk Voerde/ STEAG-RWE OHG/ Voerde/1400 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	—/ SCR high dust	April 1988/ Oktober 1989	—/ 100 %	—
Gemeinschaftskraftwerk STEAG-VEW Bergkamen A OHG/ Bergkamen/740 MW	Steinkohle/ Trockenfeuerung	—/ SCR high dust	April 1988/ Oktober 1989	—/ 100 %	—
Steirische Wasserkraft- und Elektrizitäts-AG (STEWEAG)/ Fernheizkraftwerk Mellach, Österreich/ 700 t/h Dampfleistung	Steinkohle (Gas 60 %)/ Trockenfeuerung	Simmering-Graz-Pauker/ SCR high dust (MHI)	Herbst 1985/ Herbst 1986	200 Mill. öS/ 100 %	—
TWS/ Kraftwerk Münster, Kessel 12 und 15/ 2 × 150 t/h Dampfleistung	Steinkohle/ Trockenfeuerung	EVT/ SCR high dust	Mitte 1985/ 2. Hälfte 1986	je 15 Mill. DM	—
Kraftwerk Münster, Kessel 25/ 250 t/h Dampfleistung	Steinkohle/ Trockenfeuerung	EVT/ SCR high dust	1988/ 1990	12 Mill. DM/ 100 %	—
VEW/ Kraftwerk Werne, Kombi-Block/ 765 MW	Erdgas, Steinkohle/ Trockenfeuerung	Steinmüller/ SCR nach REA	Frühjahr 1988/ 1989	120 Mill. DM/ 100 %	—
Kraftwerk Westfalen, Blöcke A, B und C/ 2 × 176 MW und 320 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Steinmüller/ SCR nach REA	Frühjahr 1988/ 1989	135 Mill. DM/ 100 %	—

Tafel 1. Liste der DENOX-Demonstrations- und -Großanlagen (Stand November 1987). *(Fortsetzung)*

Betreiber/ Standort/Größe	Brennstoff/ Feuerungsart	Lieferer/ Technik	Baubeginn/ Inbetrieb-nahme	geschätzte Kosten/ DENOX-Kapazität	Bemerkungen
VKG/Dürnrohr, Block 1, Österreich/ 405 MW	Steinkohle, Erd-gas/ Trockenfeuerung	Voest-Alpine, Babcock-Hitachi/ SCR high dust	1985/ 1986	400 Mill. öS/ 100 %	Plattenkatalysator
VKR/ Kraftwerk Knepper/ 370 MW	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Uhde-Lentjes und Hüls-MHI/ SCR high dust	—/ Juli 1986 1989	25 Mill. DM/ 2 × 25 % 1 × 50 %	Platten- und Wabenkatalysatoren in Planung
Fernwärmekraftwerk Buer/ 500 000 m³/h	Steinkohle-Ballastkohle/ Trockenfeuerung	Steinmüller/ SCR high dust	—/ Ende 1985	18 Mill. DM/ 100 %	in Betrieb
Fernwärmekraftwerk Marl/ 214 MW Feuerungswärme-leistung	Steinkohle/ Schmelzfeuerung	Exxon/SNCR (NH_3-Einblasung)	1985/ 1986	3 Mill. DM/ 100 %	in Betrieb
Kraftwerk Scholven, Block B bis E/ 4 × 1,3 Mill. m³/h	Steinkohle-Ballastkohle/ Trockenfeuerung	—/ SCR high dust	1987-88/ 1989	—/ 100 %	—
Kraftwerk Scholven, Block F/ 2 × 1,2 Mill. m³/h	Steinkohle-Vollwertkohle/ Trockenfeuerung	—/ SCR high dust	1987/ Ende 1988	—/ 100 %	—
Kraftwerk Westerholt, Block 1 und 2/ 1 × 1,04 Mill. m³/h	Steinkohle-Ballastkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	1988/ Ende 1989	—/ 100 %	—
Kraftwerk Datteln, Block 1 und 2/ 2 × 0,306 Mill. m³/h	Steinkohle-Ballastkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	1988/ 1989	—/ 100 %	—
Kraftwerk Datteln, Block 3/ 2 × 0,378 Mill. m³/h	Steinkohle-Ballastkohle/ Trockenfeuerung	—/ SCR high dust	1988/ 1989	—/ 100 %	—
Kraftwerk Shamrock/ 2 × 0,284 Mill. m³/h	Steinkohle-Ballastkohle/ Schmelzfeuerung	—/ SCR nach REA	1988/ 1990	—/ 100 %	—
VW Kraftwerk GmbH/ HKW-West, Wolfsburg, Block 1 und 2/ 2 × 500 000 m³/h	Steinkohle/ Trockenfeuerung	Uhde-Lentjes/ SCR nach REA	1.3.1988/ Anfang 1989	—/ 100 %	Wabenkatalysator
Wiener Stadtwerke Elektrizitätswerke/ Kraftwerk Donaustadt, Block 1 und 2, Österreich/ 2 × 420 000 m³/h	Öl, Erdgas/ —	Simmering-Graz-Pauker/ SCR	1986/ Herbst 1987 bzw 1988	460 Mill. öS/ je 100 %	Nachrüstung
Kraftwerk Leopoldsau, komb. Gas- und Dampf-turbinenkraftwerk/ 1 390 000 m³/h	Gasturbinenabgas/ Abhitzekessel unbefeuert	Simmering-Graz-Pauker/ SCR	1987/ Herbst 1988	120 Mill. öS/ 100 %	Neuinstallation

BILAGA 2

ANLÄGGNINGAR MED SCR EFTER GASTURBINER

Bifogad förteckning utgör referenslista från Johnson-Matthays levererade SCR-DeNOX-anläggningar för gasturbiner i USA. Dock förekommer tre gasmotorer i slutet av listan, varav två leveranser är till Västtyskland och en till Österrike.

SCR,-De-NO_x- und Oxidationskatalysatoren

Inbetriebnahme	Kunde, Land	Prozeß / Brennstoff	Turbinenhersteller / Typ	Konvertertyp/ Schadstoffe	Volumenstrom m^3/hr
1982	Texaco Inc., USA	Gasturbine / Raffineriegas	United Tech. / FT-4	CO/Kohlenw.	440.000
		Erdgas/Nr.2 Öl	FT-4	CO/Kohlenw.	440.000
1984	Hyperion Energy, USA	Gasturbine / Biogas	Allison / 570-K	CO/Kohlenw.	63.000
		Biogas	570-K	CO/Kohlenw.	63.000
		Biogas	570-K	CO/Kohlenw.	63.000
		Biogas	570-K	CO/Kohlenw.	63.000
1984	American Cogeneration, USA	Gasturbine / Erdöl	Kongsberg / KG-2	SCR/NO_x	40.000
1985	American Cogeneration, USA	Gasturbine / Erdöl	Kongsberg / KG-2	SCR/NO_x	40.000
		Erdöl	KG-2	SCR/NO_x	40.000
		Erdöl	KG-2	SCR/NO_x	40.000
		Erdöl	KG-2	SCR/NO_x	40.000
		Erdöl	KG-2	SCR/NO_x	40.000
1985	United Airlines, USA	Gasturbine	General Electric/		
		Erdgas/Jet-A	LM-2500	SCR/NO_x	225.000
		Erdgas/Jet-A	LM-2500	CO-Kohlenw.	225.000
1986	Union Oil, USA	Gasturbine / Raffineriegas Nr. 2 Öl/Erdgas	Westinghouse / # 191	SCR/NO_x	400.000
		Raffineriegas Nr. 2 Öl/Erdgas	# 191	SCR/NO_x	400.000
		Raffineriegas Nr. 2 Öl/Erdgas	# 191	SCR/NO_x	400.000
		Raffineriegas Nr. 2 Öl/Erdgas	# 191	CO/Kohlenw.	400.000
		Raffineriegas Nr. 2 Öl/Erdgas	# 191	CO/Kohlenw.	400.000
		Raffineriegas Nr. 2 Öl/Erdgas	# 191	CO/Kohlenw.	400.000

Inbe-trieb-nahme	Kunde, Land	Prozeß / Brennstoff	Turbinen-hersteller / Typ	Konvertertyp/ Schadstoffe	Volumenstrom m^3/hr
1986	Solar Turbines, USA	Gasturbine / Erdgas	Solar / Mars	SCR/NO_x	110.000
		Erdgas	Mars	SCR/NO_x	110.000
1986	University Energy, USA	Gasturbine / Erdgas	General Electric / Frame 6	SCR/NO_x	440.000
1987	Arco-Watson Refinery, USA	Gasturbine / Raf.gas/Erdg.	General Electric / Frame 7	CO/Kohlenw.	920.000
		Raf.gas/Erdg.	Frame 7	CO/Kohlenw.	920.000
		Raf.gas/Erdg.	Frame 7	CO/Kohlenw.	920.000
		Raf.gas/Erdg.	Frame 7	CO/Kohlenw.	920.000
1987	Brown Boveri-AES USA	Gasturbine / Erdgas	Brown Boveri / TA - 8	SCR/NO_x	720.000
		Erdgas	TA - 8	CO/Kohlenw.	720.000
		Erdgas	TA - 8	SCR/NO_x	720.000
		Erdgas	TA - 8	CO/Kohlenw.	720.000
1988	Union Carbide USA	Gasturbine / Erdgas	General Electric / LM 2500	SCR/NO_x	225.000
		Erdgas	LM 2500	CO/Kohlenw.	225.000
1988	Shell Western Exploration & Prod. USA	Gasturbine Erdgas	General Electric / LM 2500	CO/Kohlenw.	225.000
1987/ 1988	Ruhrgas Energie Systeme, BRD	Gasmotor / Erdgas	Waukesha / div. (ca. 30 St.)	De-NO_x / CO, NO_x	2.000
1987/ 1988	Jenbacher Werke Österreich	Gasmotor / Erdgas	Jenbacher Motoren / div. (ca. 50 St.)	De-NO_x /	2.000
1987/ 1988	MAN, BRD	Gasmotor / Erdgas	MAN / div. (ca 70 St.)	De-NO_x / CO, NO_x	500

BILAGA 3

ANLÄGGNINGAR MED SCR EFTER DIESELMOTORER (URVAL)

Nedanstående förteckning är ett urval av dieselmotor- och ottomotoranläggningar, som är försedda med SCR. I en del fall har komplettering skett med oxidationskatalysator. De flesta anläggningarna har levererats av STEULER-INDUSTRIEWERKE.

1. BHKW Fa. Nixdorf-Computer AG, Paderborn

Entstickung von Abgasen aus erdgasbetriebenen Zweitaktmotoren.

Anzahl der Reaktoren	*: 3*
Abluftmenge	*: 3 x 6.500 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: ca. 400 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: ca. 1.700 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: größer 85 %*
Inbetriebnahme	*: Dezember 1983*

2. BHKW Dreieich

Entstickung von fünf Viertaktmotoren

Anzahl der Reaktoren	*: 5*
Abluftmenge	*: 5 x 687 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 350 - 520 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: 1.700 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: 85 %*
Inbetriebnahme	*: März 1985*

BHKW TU-Hamburg-Harburg

Entstickung von erdgasbetriebenen Zweitaktmotoren

Anzahl der Reaktoren	: 4
Abluftmenge	: 2 x 3.900 Nm³/h 2 x 5.200 Nm³/h
Ablufttemperatur	: 350 - 480 °C
NOx-Eingangskonzentration	: 800 ppm
NOx-Abscheidegrad	: 85 %
Inbetriebnahme	: Oktober 1985

BHKW Nixdorf-Computer AG, Paderborn

Entstickung von erdgasbetriebenen Zweitaktmotoren

Anzahl der Reaktoren	: 2
Abluftmenge	: 2 x 9.500 Nm³/h
Ablufttemperatur	: ca. 400 °C
NOx-Eingangskonzentration	: ca. 1.700 ppm
NOx-Abscheidegrad	: größer 85 %
Inbetriebnahme	: Dezember 1985

BHKW Stadtwerke Norderstedt

Entstickung von erdgasbetriebenen Zweitaktmotoren

Anzahl der Reaktoren	: 6
Abluftmenge	: 6 x 3.700 Nm³/h
Ablufttemperatur	: ca. 400 °C
NOx-Eingangskonzentration	: 800 ppm
NOx-Abscheidegrad	: größer 85 %
Inbetriebnahme	: September 1985

BHKW Helgoland Dieselmotor

Entstickung von zwei mit Schweröl betriebenen Motoren

Anzahl der Reaktoren	: 2
Abluftmenge	: 25.000 Nm³/h
Ablufttemperatur	: 350 - 400 °C
NOx-Eingangskonzentration	: ca. 1.000 ppm
NOx-Abscheidegrad	: größer 90 %
Inbetriebnahme	: Mitte 1989

BHKW, Bad Oeynhausen

Entstickung von erdgasbetriebenen Zweitaktmotoren

Anzahl der Reaktoren	*: 2*
Abluftmenge	*: 2 x 5.000 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 350 - 480 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: 1.400 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: größer 90 %*
Inbetriebnahme	*: November 1985*

Klöckner-Humboldt-Deutz AG, Köln

Entstickung von einem Dieselmotor

Anzahl der Reaktoren	*: 1*
Abluftmenge	*: 1 x 250 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 350 - 480 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: 2.500 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: größer 90 %*
Inbetriebnahme	*: November 1985*

BHKW Landeszentralbank, Hannover

Entstickung von einem Diesel-Gasmotor
mit nachgeschaltetem Oxidationskatalysator

Anzahl der Reaktoren	*: 1*
Abluftmenge	*: max. 3.370 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 350 - 480 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: max. 1.700 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: größer 85 %*
Inbetriebnahme	*: März 1986*

MHKW Peissenberg

Entstickung eines Blohm & Voss Diesel-Gasmotors

Anzahl der Reaktoren	*: 1*
Abluftmenge	*: max. 34.000 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 350 - 525 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: max. 2.640 mg/Nm³*
NOx-Abscheidegrad	*: max. 95 %*
Inbetriebnahme	*: November 1987*

Klärwerk München II

Entstickung von 5 MWM Diesel-Gasmotoren
mit nachgeschaltetem Oxidationskatalysator

Anzahl der Reaktoren	*: 5*
Abluftmenge	*: 5 x 8.900 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 350 - 480 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: max. 2.880 mg/Nm³*
NOx-Abscheidegrad	*: 85 %*
Inbetriebnahme	*: Mitte 1988*

SBV - Basel

Entstickung von 2 Diesel-Gasmotoren mit nachgeschaltetem Oxidationskatalysator

Anzahl der Reaktoren	*: 2*
Abluftmenge	*: 2 x 3.450 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 350 - 480 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: max. 3.600 mg/Nm³*
NOx-Abscheidegrad	*: 90 %*
Inbetriebnahme	*: Februar 1988*

Klärwerk Delmenhorst

Entstickung von einem Gasmotor

Anzahl der Reaktoren	*: 1*
Abluftmenge	*: max. 1.370 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 330 - 480 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: max. 4.000 mg/Nm³*
NOx-Abscheidegrad	*: 88 %*
Inbetriebnahme	*: Februar 1988*

BHKW Berlin - Wannsee

Entstickung von 3 Gasmotoren

Anzahl der Reaktoren	*: 3*
Abluftmenge	*: 3 x 6.357 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: ca. 460 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: max. 1.380 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: 85 %*
Inbetriebnahme	*: Februar 1988*

SPENO INTERNATIONAL S.A.

Entstickung von einem Dieselmotor auf einer Lokomotive

Anzahl der Reaktoren	*: 1*
Abluftmenge	*: 2.680 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 440 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: 740 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: 80 %*
Inbetriebnahme	*: März 1988*

MHKW Gelsenkirchen - Resse

Entstickung von zwei Diesel-Gasmotoren mit nachgeschaltetem Oxidationskatalysator

Anzahl der Reaktoren	*: 2*
Abluftmenge	*: 2 x 26.500 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 480 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: max. 1.650 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: max. 95 %*
Inbetriebnahme	*: September 1988*

BHKW North Adams, MA-USA

Entstickung von einem Diesel-Gasmotor

Anzahl der Reaktoren	*: 1*
Abluftmenge	*: 27.000 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 454 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: 1.460 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: 90 %*
Inbetriebnahme	*: September 1988*

SPENO INTERNATIONAL S.A.

Entstickung von einem Dieselmotor mit nachgeschaltetem Oxidationskatalysator, auf einer Schienenschleiflokomotive

Anzahl der Reaktoren	*: 1*
Abluftmenge	*: 2.680 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 440 °C*
NOx-Eingangskonzentration	*: 740 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: 80 %*
Inbetriebnahme	*: Juli 1989*

MHKW Peißenberg II

Entstickung eines Blohm & Voss Diesel-Gas-Motors

Anzahl der Reaktoren	*: 1*
Abluftmenge	*: max. 34.000 Nm³/h*
Ablufttemperatur	*: 350 - 525 °*
NOx-Eingangskonzentration	*: max. 2.640 ppm*
NOx-Abscheidegrad	*: max. 95 %*
Inbetriebnahme	*: Februar 1989*

LISTA ÖVER TILLVERKARE (LEVERANTÖRER) AV SCR

Här återges en lista över tillverkare (leverantörer) av NO_x-reduktionsanläggningar. Listan har hämtats från i Modern Power Systems, maj 1990.

NO_x REDUCTION	AALBORG Denmark	ADVANCED IND. TECH. USA	BABCOCK ENERGY UK	BABCOCK-HITACHI K.K. Japan
Product name/Designation	AB-SNR-deNO$_x$	Promosorb	SCR deNO$_x$	Hitachi NO$_x$ removal system
PROCESS:				
Process type (wet, dry, combined)	Dry	Wet scrubbing	Dry	Dry (SCR)
Configuration: Layout				
Pre-deSO$_x$, high dust	•		•	•
Pre-deSO$_x$, low dust	•		•	•
Post-deSO$_x$	•		•	•
Reactor type	All			Vertical-horizontal
NO_x removal efficiency (%)	75	90	90	90% or more
Design reaction temperature (°C)	750-1050	200	350-400	300-400°C
Max. NO_x in flue gas inlet (mg/Nm³)	---	80%	2000	2000 (1000 ppm)
Retrofittable	Yes	•	Yes	•
Strictest spec. met (mg/Nm³ at %O$_2$)	100 (NO_x) at 6%		12	100 at 6% O_2 for coal fired
CATALYST:				
Material	---			•
Quantity	---		•	4-6-10 mm pitch
Life	---			•
Form — Honeycomb	---			Pellet
Honeycomb grid pitch	---			---
— Plate	---			---
Plate configuration	---			200-500
— Bed	---			---
Substrate material	---			---
— Other	---			---
Form	---			---
Specific surface area (m²/m³)	---			---
Regeneration cycle time (hours)	---			---
Max. regeneration cycles	---			---
Reagents used — material	Ammonia	Proprietry	Ammonia	NH_3
— quantity	1.3-1.6	Proprietry	---	---
— life	---	Proprietry	---	---
— NH_3 slip	<15	---	5	Less than 5 ppm
Additives used — material	Hydrocarbons	---	---	---
— quantity	0-1.0 molar ratio	---	---	---
Reader Service Number	Enter No. 300	Enter No. 301	Enter No. 302	Enter No. 303

NO_x REDUCTION	DMT/CARBO-TECH FRG	DEGUSSA FRG	DEUTSCHE BABCOCK FRG		DIDIER FRG		
Product name/Designation	---	HD Ceracat	DeNO$_x$ SCR	DeNO$_x$-SNCR	DIKAT Plates	DIKAT Honeycomb	DE-HGW 6/- Pellets
PROCESS:							
Process type (wet, dry, combined)	Dry	Dry	Dry	Dry	SCR	SCR	SCR
Configuration: Layout							
Pre-deSO$_x$, high dust	---				---	---	---
Pre-deSO$_x$, low dust	---		•	•	---	---	---
Post-deSO$_x$	•	•	•	---	---	---	---
Reactor type	Fixed bed		Catalyst case	Boiler			
NO_x removal efficiency (%)	>90		Up to 95	50-85	75-90	90	95
Design reaction temperature (°C)	120-140	250-450	270-430	1000	350-480	320-450	250-450
Max. NO_x in flue gas inlet (mg/Nm³)	>3000	---	>2000	>2000	1800 mg/Nm NO_x	1800 mg/Nm NO_x	5000 ppmv
Retrofittable	Yes	---	Yes		Yes	Yes	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm³ at %O$_2$)	70 (NO_x) at 7%		Below 100	Below 200	---	---	---
CATALYST:							
Material	Activated charcoal	---	TiO_2		Iron oxide	Iron oxide	Iron oxide
Quantity	---	---	Variable		2 m/MW	1.4 m/MW	Variable
Life	---	•	Variable		3-4 years	3-4 years	7 years
Form — Honeycomb	---	3.7-7.4 mm	•		•	•	---
Honeycomb grid pitch	---	---	---		---	---	•
— Plate	•	---	---		•	---	---
Plate configuration	Activated charcoal						
— Bed	Cylindrical						
Substrate material	---	---	---		---	---	---
— Other	---	---	---		---	---	---
Form	---	---	---		---	---	---
Specific surface area (m²/m³)	---	427-853	400-900		---	---	---
Regeneration cycle time (hours)	---	No regen	16000-20000		---	---	---
Max. regeneration cycles	---	No regen	---		---	---	---
Reagents used — material	---	---	NH_3/NH_4OH	NH_3/NH_4OH	Ammonia	Ammonia	Ammonia
— quantity	---	---	Molar	1.5-2.5 molar	~0.9 stoich	~0.9 stoich	Stoichiometric
— life	---	---	---	---	---	---	---
— NH_3 slip	<5 vpm	3-10 vppm	<5 vpm	5-20	None	None	None
Additives used — material	---	---	---		---	---	---
— quantity	---	---	---		---	---	---
Reader Service Number	Enter No. 304	Enter No. 305	Enter No. 306		Enter No. 307		

NO_x REDUCTION

ENGELHARD — Switzerland

Product name/Designation	—	—	—
PROCESS:			
Process type (wet, dry, combined)	NSCR	SCR	Oxidation
Configuration: Layout	—	—	—
Pre-deSO_x, high dust	—	—	—
Pre-deSO_x, low dust	—	—	—
Post-deSO_x	—	—	—
Reactor type	—	—	—
NO_x removal efficiency (%)	>90	>90	>90
Design reaction temperature (°C)	800	800	800
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	—	—	—
Retrofittable	Yes	Yes	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	—	—	—
CATALYST:			
Material	Idem	Idem	Idem
Quantity	Idem	Idem	Idem
Life	3 years	3 years	3 years
Form — Honeycomb	—	—	—
Honeycomb grid pitch	—	—	—
— Plate	—	—	—
Plate configuration	—	—	—
— Bed	—	—	—
Substrate material	—	—	—
— Other	—	—	—
Form	—	—	—
Specific surface area (m^2/m^3)	—	—	—
Regeneration cycle time (hours)	—	—	—
Max. regeneration cycles	—	—	—
Reagents used — material	Idem	Idem	Idem
— quantity	Idem	Idem	Idem
— life	Idem	Idem	Idem
— NH_3 slip	—	—	—
Additives used — material	Proprietry	Proprietry	Proprietry
— quantity	Idem	Idem	Idem
Reader Service Number	Enter No. 308		

ESTS — Netherlands

Product name/Designation	EPON
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	Dry
Configuration: Layout	—
Pre-deSO_x, high dust	—
Pre-deSO_x, low dust	—
Post-deSO_x	—
Reactor type	—
NO_x removal efficiency (%)	>80
Design reaction temperature (°C)	400
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	—
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	<200
CATALYST:	
Material	TiO_2 + metal oxides
Quantity	90 approx
Life	>2 years
Form — Honeycomb	—
Honeycomb grid pitch	—
— Plate	—
Plate configuration	—
— Bed	—
Substrate material	—
— Other	—
Form	—
Specific surface area (m^2/m^3)	—
Regeneration cycle time (hours)	—
Max. regeneration cycles	—
Reagents used — material	Ammonia
— quantity	—
— life	—
— NH_3 slip	—
Additives used — material	—
— quantity	—
Reader Service Number	Enter No. 309

FLÄKT — Sweden

Product name/Designation	DENIT
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	
Configuration: Layout	•
Pre-deSO_x, high dust	•
Pre-deSO_x, low dust	•
Post-deSO_x	
Reactor type	Vertical/horizontal
NO_x removal efficiency (%)	>95
Design reaction temperature (°C)	300-400
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	70
CATALYST:	
Material	—
Quantity	•
Life	—
Form — Honeycomb	•
Honeycomb grid pitch	
— Plate	
Plate configuration	
— Bed	
Substrate material	
— Other	
Form	
Specific surface area (m^2/m^3)	
Regeneration cycle time (hours)	>1000
Max. regeneration cycles	—
Reagents used — material	Ammonia
— quantity	Dep. on efficiency
— life	
— NH_3 slip	>5
Additives used — material	—
— quantity	
Reader Service Number	Enter No. 310

GEA — FRG

Product name/Designation	$DeNO_x$
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	Dry SCR
Configuration: Layout	
Pre-deSO_x, high dust	
Pre-deSO_x, low dust	
Post-deSO_x	
Reactor type	
NO_x removal efficiency (%)	>90
Design reaction temperature (°C)	
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	<100
CATALYST:	
Material	
Quantity	
Life	
Form — Honeycomb	
Honeycomb grid pitch	
— Plate	
Plate configuration	
— Bed	
Substrate material	
— Other	
Form	
Specific surface area (m^2/m^3)	
Regeneration cycle time (hours)	
Max. regeneration cycles	
Reagents used — material	
— quantity	
— life	
— NH_3 slip	
Additives used — material	
— quantity	
Reader Service Number	Enter No. 311

HALDOR TOPSØE — Denmark

Product name/Designation	—
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	Dry SCR
Configuration: Layout	•
Pre-deSO_x, high dust	•
Pre-deSO_x, low dust	•
Post-deSO_x	
Reactor type	Fixed bed
NO_x removal efficiency (%)	80-95+
Design reaction temperature (°C)	300-400
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	20000
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	Dep. on inlet conc.
CATALYST:	
Material	TiO_2
Quantity	
Life	
Form — Honeycomb	Monolithic
Honeycomb grid pitch	400-1000
— Plate	
Plate configuration	
— Bed	
Substrate material	
— Other	
Form	
Specific surface area (m^2/m^3)	
Regeneration cycle time (hours)	
Max. regeneration cycles	
Reagents used — material	Ammonia
— quantity	Stoichiometric
— life	Several years
— NH_3 slip	5 ppm
Additives used — material	None
— quantity	—
Reader Service Number	Enter No. 312

HÜLS — FRG

Product name/Designation	Catalysts
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	Dry SCR
Configuration: Layout	•
Pre-deSO_x, high dust	•
Pre-deSO_x, low dust	•
Post-deSO_x	
Reactor type	
NO_x removal efficiency (%)	Up to 92
Design reaction temperature (°C)	280-430
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	2100 (for NO_x out < 200)
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	50 at 3%
CATALYST:	
Material	TiO_2, V_2O_5, WO_3, MoO_3
Quantity	0.5-1.7 in ^{3}MWe
Life	3-5 years
Form — Honeycomb	•
Honeycomb grid pitch	3.7 / 5
— Plate	
Plate configuration	
— Bed	
Substrate material	
— Other	
Form	
Specific surface area (m^2/m^3)	
Regeneration cycle time (hours)	430-867
Max. regeneration cycles	
Reagents used — material	Ammonia
— quantity	Dep. on application
— life	
— NH_3 slip	Usually 5 vppm
Additives used — material	
— quantity	
Reader Service Number	Enter No. 313

IHI — Japan

Product name/Designation	$DeNO_x$
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	Dry SCR
Configuration: Layout	—
Pre-deSO_x, high dust	•
Pre-deSO_x, low dust	•
Post-deSO_x	•
Reactor type	Fixed bed
NO_x removal efficiency (%)	95
Design reaction temperature (°C)	300-400 generally
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	500
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	—
CATALYST:	
Material	—
Quantity	—
Life	—
Form — Honeycomb	•
Honeycomb grid pitch	3.7-10 mm
— Plate	
Plate configuration	
— Bed	
Substrate material	
— Other	
Form	
Specific surface area (m^2/m^3)	
Regeneration cycle time (hours)	320-660
Max. regeneration cycles	—
Reagents used — material	Ammonia
— quantity	Less than stoich
— life	—
— NH_3 slip	10 ppm
Additives used — material	None
— quantity	—
Reader Service Number	Enter No. 313

JOHNSON MATTHEY CSD — USA

Product name/Designation	—
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	SCR
Configuration: Layout	—
Pre-deSO_x, high dust	—
Pre-deSO_x, low dust	•
Post-deSO_x	•
Reactor type	Catalyst
NO_x removal efficiency (%)	90
Design reaction temperature (°C)	400
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	300
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	10
CATALYST:	
Material	Base metal
Quantity	—
Life	3-4 years
Form — Honeycomb	•
Honeycomb grid pitch	—
— Plate	—
Plate configuration	—
— Bed	—
Substrate material	SS/ceramic
— Other	—
Form	—
Specific surface area (m^2/m^3)	—
Regeneration cycle time (hours)	—
Max. regeneration cycles	—
Reagents used — material	Ammonia
— quantity	—
— life	—
— NH_3 slip	Down to 5 ppm
Additives used — material	—
— quantity	—
Reader Service Number	Enter No. 314

NO_x REDUCTION

JOHNSON MATTHEY — FRG

Product name/Designation	SCR
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	Combined
Configuration: Layout	—
Pre-deSO_x, high dust	—
Pre-deSO_x, low dust	•
Post-deSO_x	•
Reactor type	Catalyst
NO_x removal efficiency (%)	Up to 95
Design reaction temperature (°C)	340-420
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	No limit
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	2 at 15%
CATALYST:	
Material	Metal monolith sup
Quantity	As required
Life	Min. 4-5 years
Form — Honeycomb	•
Honeycomb grid pitch	—
— Plate	—
Plate configuration	—
— Bed	—
Substrate material	SS/ceramic
— Other	—
Form	—
Specific surface area (m^2/m^3)	
Regeneration cycle time (hours)	
Max. regeneration cycles	
Reagents used — material	
— quantity	Ammonia
— life	1.1 mol. t./hr
— NH_3 slip	
Additives used — material	Down to 5 ppm
— quantity	—
Reader Service Number	Enter No. 315

JOY — USA

Product name/Designation	Joy/Kawasaki
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	SCR
Configuration: Layout	—
Pre-deSO_x, high dust	—
Pre-deSO_x, low dust	—
Post-deSO_x	—
Reactor type	
NO_x removal efficiency (%)	90+
Design reaction temperature (°C)	430
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	Up to 1600 ppm
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	12
CATALYST:	
Material	Titanium/Vanadium
Quantity	
Life	2-3 years guarantee
Form — Honeycomb	
Honeycomb grid pitch	
— Plate	
Plate configuration	
— Bed	
Substrate material	
— Other	
Form	
Specific surface area (m^2/m^3)	
Regeneration cycle time (hours)	
Max. regeneration cycles	
Reagents used — material	Ammonia
— quantity	
— life	
— NH_3 slip	
Additives used — material	
— quantity	
Reader Service Number	Enter No. 316

KVB — USA

Product name/Designation	Urea Injection	Ammonia Injection	SCR
PROCESS:			
Process type (wet, dry, combined)	SNCR	SNCR	
Configuration: Layout			
Pre-deSO_x, high dust			
Pre-deSO_x, low dust			
Post-deSO_x			
Reactor type			
NO_x removal efficiency (%)	70	60	90
Design reaction temperature (°C)	1300	1100	400
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	—		
Retrofittable			
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)			
CATALYST:			
Material			Various
Quantity			
Life			
Form — Honeycomb			
Honeycomb grid pitch			
— Plate			
Plate configuration			
— Bed			
Substrate material			
— Other			
Form			
Specific surface area (m^2/m^3)			
Regeneration cycle time (hours)			
Max. regeneration cycles			
Reagents used — material	Urea solution	Anhydrous NH_3	Anhydrous NH_3
— quantity			
— life			
— NH_3 slip			
Additives used — material	Possible	Possible	Possible
— quantity			
Reader Service Number	Enter No. 317		

LENTJES — FRG

Product name/Designation	—
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	SCR
Configuration: Layout	
Pre-deSO_x, high dust	
Pre-deSO_x, low dust	
Post-deSO_x	
Reactor type	
NO_x removal efficiency (%)	90 max.
Design reaction temperature (°C)	450 dep. on cat. type
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	
Retrofittable	
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	100 approx.
CATALYST:	
Material	TiO_2-V_2O_5
Quantity	
Life	8000-24000 hours
Form — Honeycomb	
Honeycomb grid pitch	
— Plate	
Plate configuration	
— Bed	
Substrate material	
— Other	
Form	
Specific surface area (m^2/m^3)	
Regeneration cycle time (hours)	
Max. regeneration cycles	
Reagents used — material	Ammonia
— quantity	Dep. on NO_x content
— life	
— NH_3 slip	
Additives used — material	
— quantity	
Reader Service Number	Enter No. 318

LISOP — Finland

Product name/Designation	Double scrubber
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	Wet
Configuration: Layout	
Pre-deSO_x, high dust	
Pre-deSO_x, low dust	
Post-deSO_x	
Reactor type	
NO_x removal efficiency (%)	50-70
Design reaction temperature (°C)	No limit
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	No limit
Retrofittable	
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	
CATALYST:	
Material	None
Quantity	
Life	
Form — Honeycomb	
Honeycomb grid pitch	
— Plate	
Plate configuration	
— Bed	
Substrate material	
— Other	
Form	
Specific surface area (m^2/m^3)	
Regeneration cycle time (hours)	
Max. regeneration cycles	
Reagents used — material	Calcium
— quantity	Varies
— life	
— NH_3 slip	None
Additives used — material	
— quantity	
Reader Service Number	Enter No. 319

MITSUBISHI — Japan

Product name/Designation	—
PROCESS:	
Process type (wet, dry, combined)	Dry
Configuration: Layout	•
Pre-deSO_x, high dust	—
Pre-deSO_x, low dust	
Post-deSO_x	
Reactor type	Vertical or horizontal
NO_x removal efficiency (%)	80
Design reaction temperature (°C)	200-400
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	1150
Retrofittable	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	—
CATALYST:	
Material	TiO_2 + active metal
Quantity	
Life	
Form — Honeycomb	•
Honeycomb grid pitch	3.7 mm
— Plate	—
Plate configuration	
— Bed	
Substrate material	
— Other	
Form	
Specific surface area (m^2/m^3)	427-1000
Regeneration cycle time (hours)	3-5 years
Max. regeneration cycles	12 years
Reagents used — material	NH_3
— quantity	NH_3, NO_x
— life	
— NH_3 slip	5-10 ppm
Additives used — material	None
— quantity	
Reader Service Number	Enter No. 320

NOELL/KRC — FRG

Product name/Designation	SCR	SNCR	Engine $DeNO_x$
PROCESS:			
Process type (wet, dry, combined)	Dry	Dry	Dry
Configuration: Layout	—	—	After engine
Pre-deSO_x, high dust	•	—	—
Pre-deSO_x, low dust	•	—	
Post-deSO_x	•	—	
Reactor type		Boiler injection	Square stdg multilayer
NO_x removal efficiency (%)	79-90	>65	>90
Design reaction temperature (°C)	—	1050	350-450
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm^3)	2000	No limit	2950
Retrofittable	Yes	Yes	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm^3 at %O_2)	200 at 5%	150 at 11%	375
CATALYST:			
Material	TiO_2, $V2O_5$	—	TiO_2, V_2O_5, zeolite
Quantity	—		—
Life	4 years		3 years
Form — Honeycomb	•		•
Honeycomb grid pitch	4.2-7		2.54
— Plate	—		—
Plate configuration	—		—
— Bed	—		—
Substrate material	—		—
— Other	—		—
Form	—		—
Specific surface area (m^2/m^3)			1230
Regeneration cycle time (hours)			—
Max. regeneration cycles			—
Reagents used — material	Ammonia	Urea	Ammonia
— quantity	—	—	—
— life	—	—	—
— NH_3 slip	<5 ppm		
Additives used — material	—	—	—
— quantity	—	—	—
Reader Service Number	Enter No. 321		

NO_x REDUCTION

	NORTON USA	SIEMENS FRG		SGP Austria	STEINMÜLLER FRG	STRUTHERS USA
Product name/Designation	NC300 Series	Plate type	Honeycomb type	$DeNO_x$ plant	$DeNO_x$ plant	Waste heat Boiler
PROCESS:						
Process type (wet, dry, combined)	SCR	Dry	Dry	Dry SCR	Dry SCR	Dry SCR
Configuration: Layout						
Pre-deSO_x, high dust	-	-	-	•	•	-
Pre-deSO_x, low dust	-	-	-	•	•	-
Post-deSO_x	-	-	-	•	•	-
Reactor type	-	-	-	Vertical horizontal	Steel chambers	-
NO_x removal efficiency (%)	90	Up to 90	Up to 90	Up to 95	50-90	80
Design reaction temperature (°C)	520	450	450	200-400	300-400	-
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm³)	N.A	5% approx	5% approx	6000	Unlimited	-
Retrofittable	Yes	Yes	Yes	Yes	Yes	Yes
Strictest spec. met (mg/Nm³ at $\%O_2$)	15	100	100	50 at 6%	50	-
CATALYST:						
Material	Zeolite	TiO_2-WO_3, V_2O_5	TiO_2-WO_3-V_2O_5	TiO_2-WO_3, V_2O_5	TiO_2	-
Quantity	Up to 15000 sp. vel	2000 m/year	2000 m/year	Dep. on fuel & T	Dep. on fuel & T	-
Life	Dep. on conditions	Up to 24000 h	Up to 24000 h	Dep. on fuel & T	2-4 years	-
Form — Honeycomb	-	•	-	•	•	-
Honeycomb grid pitch	-	3.7-7.4	-	3.2 to 10 mm	3.7-7.5	-
— Plate	-	-	•	-	-	-
Plate configuration	-	-	4.8 pitch	-	-	-
— Bed	-	-	-	-	-	-
Substrate material	-	-	-	-	-	-
— Other	-	-	-	-	-	-
Form	-	-	-	-	-	-
Specific surface area (m^2/m^3)	-	420-860	300-600	300 to 1000	-	-
Regeneration cycle time (hours)	-	-	-	Depends on fuel	2-4 years	-
Max. regeneration cycles	-	-	-	Depends on fuel	-	-
Reagents used — material	Ammonia	Ammonia	Ammonia	NH_3, NH_4OH	NH_3/NH_4OH	-
— quantity	1 mol/mol NO_x nom	NH_3/NO_x = 1	NH_3/NO_x = 1	-	Depends on NO_x content	-
— life	N.A	-	-	-	Equimolar	-
— NH_3 slip	-	< 5 ppm	< 5 ppm	As required	Normal 5 vpm	-
Additives used — material	N.A	-	-	None	None	-
— quantity	N.A	-	-	-	-	-
Reader Service Number	Enter No. 322	Enter No. 323		Enter No. 324	Enter No. 325	Enter No. 326

NO_x REDUCTION

	STEULER FRG	TAMPELLA Finland	THYSSEN FGR		UHDE FGR		WAAGNER-BIRO Austria	
Product name/Designation	SCR	SCR $DeNO_x$	Low dust SCR	High dust SCR	Uhde-Lentjes-Hitachi process		BHI-SCR	Simultaneous $DeSO_x$ $DeNO_x$
PROCESS:								
Process type (wet, dry, combined)	Dry	Dry	Dry	Dry	C high dust	A/B low dust	Dry SCR	Duct injection
Configuration: Layout								
Pre-deSO_x, high dust	-	-	-	-	•	•	-	
Pre-deSO_x, low dust	•	•						
Post-deSO_x	•	•			•	•		
Reactor type	-	-						
NO_x removal efficiency (%)	Up to 97	80-90	90-95	91	80 as per regulations		80	30-80
Design reaction temperature (°C)	300-480	400	300-350	300-450	380 approx	300 min	450	< 400
Max. No_x in flue gas inlet (mg/Nm³)	-		70	70			1000	
Retrofittable	-	Yes	Yes	Yes	Yes	Yes		Yes
Strictest spec. met (mg/Nm³ at $\%O_2$)	200	35	150-200	150-200	100	100	< 100	TA-Luft '86
CATALYST:								
Material	-		Ceramic	Ceramic			TiO_2-V_2O_5-WO_3	
Quantity	-							
Life	20000 hours	5 years	4 years	2 years			4-6 years	
Form — Honeycomb	•	-					-	
Honeycomb grid pitch	4 x 4	-						
— Plate	-	•			Plate type	Plate type		
Plate configuration	-				Pitch < 6 mm	Pitch < 4 mm		
— Bed	-							
Substrate material	-							
— Other	-							
Form	-							
Specific surface area (m^2/m^3)	529 approx							
Regeneration cycle time (hours)	-							
Max. regeneration cycles	-							
Reagents used — material	Ammonia	Ammonia	Ammonia	Ammonia	Ammonia gas	Ammonia gas	Ammonia	
— quantity	Stoichiometric				Stoichiometric	Stoichiometric		
— life	-							
— NH_3 slip	-				-	-		
Additives used — material	-				None	None		$NaHCO_3$
— quantity	-							$Na_2SiNO_3 \cdot 1.7$
Reader Service Number	Enter No. 327	Enter No. 328	Enter No. 329		Enter No. 330		Enter No. 331	

MPS Product Guide — SELECTIVE NO_x REDUCTION — Addresses

Company Name
Postal Address
"
"

Telephone Number
Telex Number
Contact for Enquiries
Job Title
Department

Aalborg Boilers A/S
P.O. Box 209,
Gasvaerksvej 24,
DK-9100 AALBORG,
Denmark.
(+45) 98 10 32 22
(+45) 98 10 13 93
696 75 boil DK
Mr Jørgen Petersen
Sales Manager

Advanced Industrial Technology Corporation
P.O. Box 555,
LODI,
NJ 07644,
USA.
(+1) 201 265 1414
Mr Jerry Wang
Director/Process Systems

Babcock Energy
11 The Boulevard,
CRAWLEY RH10 1UX,
United Kingdom.
(+44) 293 584 956
(+44) 293 584 999
778 731
Mr R. G. J. Baker
Sales Manager

Babcock-Hitachi K.J.
P.O. Box 201 Nippon Bldg,
6-2 2-Chome, Ote-Machi,
CHIYODA-KU, Tokyo,
Japan.
(03) 270 1202
(03) 242 5084
222 3502
T. Akiyama
Mgr Environmental Systems Dept.

DMT/Carbo-Tech
Franz-Fischer-Weg 61,
D-4300 ESSEN 13,
FRG.
(+49) 201 105 95 05
(+49) 201 105 92 79
857 830 berg D
Dr E. Richter
IWS 22

Degussa AG
HD Ceracat GmbH,
Postfach 11 05 33,
Weissfraustrasse 9,
D-6000 FRANKFURT 11,
FRD.
(+49) 69 218 3795
(+49) 69 218 2793
41 222-234 dg D
Mr Lutz Kunze
Tech. Sales/AC-GKA-RK

Deutsche Babcock Anlagen AG
P.O. Box 4 + 6,
Parkstrasse 29,
D-4150 KREFELD 11,
FRG.
(+49) 2151 448 436
(+49) 2151 448 467
853 824 bshk D
Dr Mittelbach
Dept 432

Didier Engineering GmbH
P.O. Box 10 09 45,
Alfredstrasse 28,
D-4300 ESSEN,
FRG.
(+49) 201 724 51
(+49) 201 724 54 85
857 873
Dept A3

Engelhard Corporation
P.O. Box 45,
GENEVE 28,
Le Bouchet,
Switzerland.
(+41) 22 972 230
(+41) 64 614 695
982 227 eif CH
Mr Tamas L. Devenyi
Sales Manager Europe

ESTS BV
P.O. Box 10 000,
1970 CA IJMUIDEN,
Netherlands.
(+31) 2510 9 86 09
(+31) 2510 24 989
35 211 hovs NL
Mr A. J. G. A. Graas
Sales Manager/Dept APC

Fläkt Industrielle Processer AB
Kvarnvägen,
S-35187 VÄXJÖ,
Sweden.
(+46) 470 87 000
(+46) 470 87 650
52 312 flaktv S
Mr Torgny Ekman

Fläkt Inc.
Peabody Process Systems
201 Merritt 7,
NORWALK,
CT-06852, USA.
(+1) 203 846 1600
(+1) 203 846 8368
965 870
Dr Evan Bakke
Vice President

GEA Energietechnik
P.O. Box 10 08 07,
Königsallee 43,
D-4630 BOCHUM,
FRG.
(+49) 234 338 262
(+49) 234 338 202
825 790 gea D
Mr J. Loimkuhler
Sales Manager

Haldor Topsøe A/S
P.O. Box 213,
55 Nymøllevej,
DK-2800 LYNGBY,
Denmark.
(+45) 42 878 100
(+45) 42 878 494
37 444 htas DK
Mr Per Morsing
Mgr de NO_x Technology

Katalysatorenwerke Hüls GmbH
P.O. Box 13 20,
Paul-Baumann-Strasse 1,
D-4370 MARL,
FRG.
(+49) 2365 49 51 70
(+49) 2365 49 49 89
829 211 71 hs D
Dr W. Keil
Managing Director

Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co. Ltd
6-2 Marunouchi 1-chome,
Chiyoda-ku,
TOKYO 100,
Japan.
(+81) 3 286 2518
(+81) 3 286 2440
J22 232 ihihot
Mr A. Asakura
General Manager

Johnson Matthey CSD
436 Devon Park Drive,
WAYNE,
PA 19087,
USA.
(+1) 215 341 85 00
(+1) 215 293 12 84
834 456
Mr R. F. Kaupp
Marketing Manager

Johnson Matthey
Otto-Volger Strasse 9B,
D-6231 SULZBACH,
FRG.
(+49) 6196 70 38 17
(+49) 6196 72 45 0
Mr Kiem Lauw
Project Manager/PD

Joy Technologies Inc.
404 E. Huntington Drive,
MONROVIA,
CA 91016-3633,
USA.
(+1) 818 301 1233
(+1) 818 303 0091
67 233
Jim Donnelly
Product Manager

KVB, Inc.
9342 Jetonimo,
IRVINE,
CA 92718,
USA.
(+1) 714 587 2300
(+1) 714 587 0250
Verle Bland
Mgr Applied Technologies

Lentjes AG
P.O. Box 11 07 46,
Hansa Allee 305,
D-4000 DÜSSELDORF,
FRG.
(+49) 211 59 91-0
(+49) 211 59 91-314
85 838-0
Dr Michalak

Lisop Oy
P.O. Box PL 52,
Lintulammenkatu 12,
SF-04201 KERAVA,
Finland.
(+358) 90 243 315
(+358) 90 294 11 02
123 360
Mr Lauri Jukka
Product Manager

Mitsubishi Heavy Industries Power Systems Overseas Ops.
5-1 Marunouchi 2 chome,
CHIYODA-KU,
Tokyo 100,
Japan.
(+81) 3 212 94 40
(+81) 3 216 30 97
J22 282, J22 443
Mr E. Miyazaki
Manager

Noell Gmbh/KRC Umwelttechnik Gmbh
P.O. Box 62 60,
Alfred-Nobel-Strasse 20,
D-8700 WÜRZBURG,
FRG.
(+49) 931 90 89-0
(+49) 931 903 282
179 318 129 krc wzb D
Mr Wolf Zabel
International Marketing

Norton Company Chemical Process Products
P.O. Box 350,
AKRON,
OH 44309, USA.
(+1) 216 673 58 60
(+1) 216 673 58 68
Susan M. Pardoe
Dir. of Communications

Siemens-ub KWU
P.O. Box 32 20,
Hammerbacherstrasse 12-14,
D-8520 ERLANGEN,
FRG.
(+49) 9131 18 29 32
(+49) 9131 18 20 07
629 29-29
Mr J. Beer
Dep. Manager/KWU-F 113

SGP-VA Energie-und-Umwelttechnik GmbH
P.O. Box 2,
Siemenstrasse 89,
A-1211 VIENNA,
Austria.
(+43) 222 25 25 25
(+43) 222 25 25 25-125
115 658 sgp-va
Mr W. Gottlieb
Vice Pres. Gas Cleaning

L. & C. Steinmüller GmbH
P.O. Box 10 08 55,
Fabrikstrasse 1,
D-5270 GUMMERSBACH,
FRG.
(+49) 2261 85-0
(+49) 2261 85 29 99
884 551-0 sg D
Mr Jörgen Becker
Hauptabteilungsleiter

Struthers Thermo-Flood Div.
P.O. Box 753,
7th & B Streets,
WINFIELD,
KA 67156, USA.
(+1) 316 221 4050
(+1) 316 221 0788
Mr William W. Young
President

Steuler-Industriewerke GmbH
Postfach 14 48,
Georg-Steuler-Strasse,
D-5410 HOHR-GRENZHAUSEN,
FRG.
(+49) 26 24 13 0
(+49) 26 24 13 300
869 511 steu D
Mr Werner Sturm
V.P. Pollution Cont. Syst.

Tampella Ltd
P.O. Box 626,
Lapintie 1,
SF-33101 TAMPERE,
Finland.
(+358) 31 241 2111
(+358) 31 142 364
22 666 taboi SF
Mr Raimo Hopia
Sales Dir./Boiler Div.

Thyssen Engineering GmbH
P.O. Box 10 38 54,
Am Thyssenhaus 1,
D-4300 ESSEN 1,
FRG.
(+49) 201 106 3448
(+49) 201 238 475
857 757-30 ti D
Mr Gebhard
Sales Manager

UHDE GmbH
Techn. Div. VI,
P.O. Box 10 50 62,
Fried.-Uhde-Str. 15,
D-4600 DORTMUND 1,
FRG.
(+49) 231 547 23 73
(+49) 231 547 28 29
822 841-26
Dr U. Neumann
Senior Engineer/TB VI

Waagner-Biro AG
P.O. Box 10 04,
Waagner-Biro Strasse 98,
A-8021 GRAZ,
Austria.
(+43) 316 501 15 47
(+43) 316 501 482
31 316 wabig A
Dipl.-Ing. Mair Franz
Dept 4tvcc

Voest Alpine
Dept ECU2
Postfach 4,
A-4031 LINZ,
Austria.
(+43) 732 585 0688
(+43) 732 585 2884
220 9248
Mr Gebert
Manager

Värmeforsk är ett organ för industrisamverkan inom värmeteknisk Forskning och utveckling. Stiftelsens forskningsprogram är tillämpningsinriktat och fokuseras på energi- och processindustriernas behov och problem. Bakom Värmeforsk står följande huvudmän:

- Elforsk
- Värmeverksföreningen
- Övrig industri

Värmeforsk samarbetar med Närings- och teknikutvecklingsverket (NUTEK).

STIFTELSEN FÖR VÄRMETEKNISK FORSKNING

Box 1765 · 111 87 Stockholm
Tek: 08-7900600 · Fax 08-796 00 37