

**STAND DER TECHNIK BEI RAFFINERIEN
IM HINBLICK AUF DIE
IPPC-RICHTLINIE**

Alfred ECKER
Brigitte WINTER

MONOGRAPHIEN

Band 119

M-119

Wien, 2000

Projektleitung

Brigitte Winter

Autoren

Alfred Ecker (ÖFZS-Fichte)

Brigitte Winter (UBA)

Übersetzung

Alfred Ecker

Titelphoto

Schematische Darstellung der Rohöldestillation

Das Umweltbundesamt möchte sich bei der OMV AG und der Raffinerie Mider für die kooperative Zusammenarbeit herzlich bedanken.

Dank ergeht an Herrn Dipl.-Ing. Josef Stubenvoll (TBU) für die Bereitstellung der Daten zur Kostenabschätzung der Emissionsminderungstechnologien SCR und SNCR und für die Durchsicht des Kapitels 3.2.1.2.

Impressum

Medieninhaber und Herausgeber: Umweltbundesamt GmbH (Federal Environment Agency Ltd)
Spittelauer Lände 5, A-1090 Wien (Vienna), Austria

Druck: Riegelnik, 1080 Wien

© Umweltbundesamt GmbH, Wien 2000
Alle Rechte vorbehalten (all rights reserved)
ISBN 3-85457-533-5

INHALT

	Seite
ZUSAMMENFASSUNG	9
Erdöl und die Verarbeitungsanlagen in einer Raffinerie	9
Technologien und Emissionen	10
Destillationen	10
Hydrierende Entschwefelung	11
Gasnachverarbeitung	12
Schwefelrückgewinnung	12
Platformer	13
Alkylierung	13
FCC-Anlage	14
Visbreaker	15
Kraftwerk	15
Kosten für Einsatz von SCR- und SNCR-Technologien	16
Die Raffinerie der OMV-AG in Schwechat	20
Die Raffinerie MIDER in Leuna	23
SUMMARY	25
Petroleum and the Processes in a Refinery	25
Technologies and emissions	26
Distillation	26
Hydrodesulphurisation	27
Gas processing plant	27
Sulphur recovery units	28
Platformer	28
Alkylation	29
Fluid Catalytic Cracking	29
Visbreaker	30
Power station	31
Costs of the use of SCR- and SNCR-Technologies	32
The Refinery of OMV-AG in Schwechat	36
The Refinery MIDER in Leuna	39
1 EINLEITUNG	41
1.1 Aufgabenstellung, Zielsetzung	41
1.2 Bezug zur IPPC-Richtlinie	41
1.3 Die Anfänge der Erdölindustrie und Raffinerietechnik	42
1.4 Die Bedeutung der Erdölindustrie als Welt-Wirtschaftsfaktor	43
1.5 Die wirtschaftliche Bedeutung von Erdöl in Österreich	44
1.6 Die historische Entwicklung der Erdölindustrie und Raffinerietechnik in Österreich	46

2	DIE RAFFINERIE	49
2.1	Allgemeiner Teil	49
2.1.1	Aufgaben einer Raffinerie	49
2.1.2	Rohstoffe und Produkte	49
2.1.2.1	Rohstoffe	49
2.1.2.2	Produkte	51
2.1.3	Verfahren zur Erdölraffination und dafür verwendete Anlagen	51
2.1.4	Umweltauswirkungen beim Verarbeiten von Rohöl	52
2.1.4.1	Wesentliche Schadstoffe	52
2.1.4.2	Verursachende Anlagen	53
2.1.4.3	Anlagenbezogene Emissionen	54
2.1.5	Energiemanagement	55
2.2	Verfahrensanlagen zur Verarbeitung von Rohöl	56
2.2.1	Rohöldestillation	56
2.2.2	Vakuumdestillation (Feedprep)	57
2.2.3	Gastrennung	58
2.2.4	Hydrierende Entschwefelung	60
2.2.5	Schwefelgewinnung nach dem Claus-Verfahren	61
2.2.6	Katalytisches Reformieren im Platformer	63
2.2.7	Isomerisierung	65
2.2.8	Katalytisches Cracken (Fluid Catalytic Cracking)	66
2.2.9	Dampfpyrolyse (Steamcracken) – Ethylenanlage	67
2.2.10	Metathese	69
2.2.11	Methyl-Tertiär-Butyl-Ether-Herstellung (MTBE-Herstellung)	70
2.2.12	Alkylierung	71
2.2.13	Hydrocracker	72
2.2.14	Visbreaker	73
2.2.15	Koker	74
2.2.16	Dämpferückgewinnung (Vapour recovery unit, VRU)	75
2.3	Die Raffinerie der OMV-AG in Schwechat	77
2.3.1	Rohstoffe und Produkte	77
2.3.1.1	Rohstoffe	77
2.3.1.2	Erdölprodukte aus der Raffinerie Schwechat	79
2.3.2	Anlagen und deren Kapazitäten	82
2.3.3	Verfahrensüberblick	83
2.3.4	Spezielle Anlagen in der Raffinerie Schwechat	84
2.3.4.1	Katalytische Entparaffinierung (KEP-Anlage)	84
2.3.4.2	Wasserstoff-Reinigungsanlage, PSA-Anlage	85
2.3.5	Umwelttechnische Anlagen	85
2.3.5.1	Die Rauchgasentschwefelungsanlage (REA)	85
2.3.5.2	Wasseraufbereitung mittels Membrantechnologie (Umkehrosiose)	87
2.3.5.3	Abwasserreinigung	88
2.3.5.4	Das Fackelnetzsystem der Raffinerie Schwechat	88
2.3.6	Kalorische Kraftwerke, Heizkraftwerk I und II	90
2.3.7	Die Tanklager	92
2.3.7.1	Das Tanklager Lobau	92
2.3.7.2	Das Tanklager St. Valentin	94
2.3.7.3	Das Lager in der Raffinerie Schwechat	94

2.3.8	Emissionen der Raffinerie Schwechat	94
2.3.8.1	Verordnungen, Gesetze, Bescheide	94
2.3.8.1.1	<i>Auflagen für die Produktion in der Raffinerie Schwechat</i>	94
2.3.8.1.2	<i>Produktbezogene Gesetze und Verordnungen</i>	95
2.3.8.1.3	<i>Normen</i>	95
2.3.8.2	Luft	96
2.3.8.2.1	<i>Entwicklung der Gesamtemissionen von Luftschadstoffen</i>	96
2.3.8.2.2	<i>Emissionen von Einzelanlagen</i>	98
2.3.8.2.3	<i>Staub und Schwermetalle</i>	98
2.3.8.3	Wasser und Abwasser	99
2.3.8.4	Abfälle und Abfallbehandlung.....	101
2.3.8.5	Lärm	102
2.3.8.6	Geruch.....	103
2.3.9	Das Strukturkonzept der Raffinerie Schwechat	103
2.4	Die Raffinerie MIDER in Leuna	104
2.4.1	Rohstoffe und Produkte	105
2.4.1.1	Rohstoffe	105
2.4.1.2	Produkte	105
2.4.2	Anlagen und deren Kapazitäten.....	106
2.4.3	Verfahrensüberblick.....	107
2.4.4	Spezielle Anlagen.....	107
2.4.4.1	Rohöldestillation	107
2.4.4.2	POX/Methanol-Komplex (Partielle Oxidation)	108
2.4.5	Das Kraftwerk in Leuna	109
2.4.5.1	Brennstoffe	109
2.4.5.2	Rauchgase	110
2.4.5.3	Wasseraufbereitung	111
2.4.6	Das Tanklager in Leuna	111
2.4.7	Emissionen der Raffinerie MIDER in Leuna	112
2.4.7.1	Auflagen	112
2.4.7.2	Luft	112
2.4.7.2.1	<i>Gesamtemissionen</i>	112
2.4.7.2.2	<i>Emissionen aus Einzelanlagen</i>	113
2.4.7.3	Wasser und Abwasser	114
2.4.7.4	Lärm	115
3	STAND DER TECHNIK	116
3.1	Stand der Technik bei Verfahrensanlagen	116
3.1.1	Destillationsanlagen.....	116
3.1.1.1	Rohöldestillation	116
3.1.1.2	Vakuumdestillation	116
3.1.1.3	Katalytische Destillation.....	116
3.1.2	Hydrierverfahren.....	117
3.1.3	Schwefelerzeugung in Claus-Anlagen.....	119
3.1.4	Platformer und Isomerisierung.....	119
3.1.5	Fluid Catalytic Cracking (FCC).....	120
3.1.5.1	Stand der Technik zur SO ₂ -Minderung in FCC-Anlagen.....	120
3.1.5.2	Stand der Technik zur NO _x -Kontrolle in FCC-Anlagen.....	121
3.1.5.3	Stand der Technik zur CO-Reduktion bei FCC-Anlagen.....	121
3.1.5.4	Stand der Technik zur Reduktion von Staub-Emissionen aus FCC-Anlagen	122

3.1.6	Alkylierung	122
3.1.7	Benzolextraktion	123
3.1.8	Visbreaking	124
3.1.9	Verfahren zur Rückstandsverarbeitung	125
3.2	Emissionsminderungsmaßnahmen bei Herstellung und Anwendung von Erdölprodukten	126
3.2.1	Maßnahmen zur Reduktion gasförmiger Emissionen	126
3.2.1.1	Maßnahmen zur Reduktion von Schwefeldioxid	126
3.2.1.1.1	<i>SO₂-Emissionsminderungsmaßnahmen bei Claus-Anlagen</i>	<i>126</i>
3.2.1.1.2	<i>SO₂-Emissionsminderungsmaßnahmen bei FCC-Anlagen</i>	<i>127</i>
3.2.1.1.3	<i>SO₂-Reduktionsmaßnahmen bei Öfen und im Kraftwerk</i>	<i>127</i>
3.2.1.2	Maßnahmen zur Reduktion von Stickoxiden	128
3.2.1.2.1	<i>NO_x-Minderungsmaßnahmen bei Kraftwerken</i>	<i>129</i>
3.2.1.2.1.1	<i>Kosten für SNCR-Technologie nach Kraftwerk</i>	<i>130</i>
3.2.1.2.1.2	<i>Kosten für SCR-Technologie in Reingasschaltung nach Kraftwerk</i>	<i>133</i>
3.2.1.2.1.3	<i>Kosten für SCR-Technologie in Rohgasschaltung nach Kraftwerk</i>	<i>135</i>
3.2.1.2.2	<i>NO_x-Minderungsmaßnahmen bei FCC-Anlagen</i>	<i>137</i>
3.2.1.2.2.1	<i>Kosten für SCR-Technologie in Rohgasschaltung nach FCC-Anlage</i>	<i>137</i>
3.2.1.3	Maßnahmen zur Reduktion flüchtiger Kohlenwasserstoffe (VOC)	138
3.2.1.4	Maßnahmen zur Reduktion von CO (Kohlenmonoxid)	140
3.2.1.5	Maßnahmen zur Reduktion von Kohlendioxid (CO ₂)	140
3.2.2	Maßnahmen zur Reduktion von Feststoff-Emissionen	141
3.2.2.1	Maßnahmen zur Reduktion von Staub	141
3.2.2.2	Maßnahmen zur Reduktion von Schwermetall-Emissionen	142
3.2.3	Maßnahmen zur Reduktion von Lärm	143
3.2.4	Maßnahmen zur Reduktion von Geruchsemissionen	143
3.2.5	Maßnahmen zur Minderung von Abwasseremissionen	143
3.2.5.1	Reduktion der Stickstoffbelastung	143
3.2.5.2	Reduktion von Kohlenwasserstoffen im Abwasser	144
3.2.5.3	Reduktion von Aromaten und Phenolen	145
3.2.5.4	Reduktion von Salzen im Abwasser	145
3.2.5.5	Reduktion von Schwermetallen im Abwasser	145
3.2.5.6	Entfernung saurer Gase	146
3.2.5.7	Oxidative und biologische Verfahren zur Reinigung von Abwasser	146
3.2.6	Maßnahmen zur Reduktion von Abfällen	147
3.2.6.1	Gebrauchte Katalysatoren	147
3.2.6.2	Stäube	147
3.2.6.3	Ölkontaminierte Feststoffe und Schlämme	148
3.2.6.4	Gebrauchte Chemikalien	148
3.2.6.5	Gebrauchte Öle und Slop	149
3.2.6.6	Recycling und Aufarbeitung	149
3.2.7	Maßnahmen zur Einhaltung der zukünftigen Grenzwerte bei Kraftstoffen	149
3.2.7.1	Reduktion des Schwefelgehaltes	150
3.2.7.2	Reduktion des Dampfdruckes im OK	150
3.2.7.3	Reduktion des Benzol- und Aromatengehaltes im OK	150
3.2.7.4	Reduktion des Olefinanteiles im OK	151
3.2.7.5	Reduktion der Dichte und des Siedeendes im DK	151
3.2.7.6	Erhöhung der Cetanzahl	152
3.3	Energieverbrauch, Energieerzeugung	152
3.3.1	Emissionsminderungsmaßnahmen bei Energieerzeugung	152

4	ENTWICKLUNGEN UND STRATEGIEN	153
4.1	Neue Verfahren und Verfahrensentwicklungen	153
4.1.1	Alkylierung	153
4.1.2	Krackverfahren mit intern zirkulierender Wirbelschicht	153
4.1.3	Biodesulfurisation	153
4.2	Trends in der Raffinerietechnik	154
4.2.1	Katalysatorentwicklung	154
4.2.2	Prozeßintegration und Automatisierung	155
4.3	Strategien zur Minimierung schwerer Erdölrückstände	155
4.4	Raffinerie der Zukunft	157
5	QUELLENANGABE	158
6	GLOSSAR	160
 ANHANG I		
A1	QUALITÄTSENTWICKLUNG BEI PRODUKTEN	165
A1.1	Ottokraftstoffe	165
A1.2	Dieselmotortreibstoff	167
A1.3	Heizöl	167
A1.4	Bitumen	170
 ANHANG II		
A2	WESENTLICHE RICHTLINIEN UND VERORDNUNGEN	171
A2.1	Europäische Gemeinschaft	171
A2.2	Österreich	172
A2.3	Deutschland	173
A2.4	Regelwerke für Emissionen Luft und Abwasser	174
A2.4.1	Emissionen Luft	174
A2.4.1.1	Gesetze und Verordnungen in Österreich	174
A2.4.1.1.1	<i>Feuerungsanlagen-Verordnung - FAV</i>	174
A2.4.1.1.2	<i>Luftreinhaltegesetz</i>	175
A2.4.1.1.3	<i>Luftreinhalteverordnung für Kesselanlagen (LRV-K)</i>	176
A2.4.1.2	Gesetze und Verordnungen in Deutschland	177
A2.4.2	Abwasser	179
A2.4.2.1	Abwasser-Verordnungen in Österreich	179
A2.4.2.2	Abwasserverordnungen betreffend Erdöl in Deutschland	181

ANHANG III

A3	UMWELTRELEVANTE AUFLAGEN FÜR DIE RAFFINERIE SCHWECHAT	182
A3.1	Umweltrelevante Bescheidaufgaben der Raffinerie Schwechat für die einzelnen Anlagen	183
A3.1.1	Emissionen in die Atmosphäre.....	183
A3.1.1.1	HKW 1, HKW 2 und Ostanlagen.....	183
A3.1.1.2	Wirbelschichtofen.....	184
A3.1.1.3	Claus 3 (Änderung im Zuge des Strukturprojektes/Stilllegung Claus 2 in Vorbereitung)	184
A3.1.1.4	Fackelanlage	185
A3.1.1.5	RTO-Anlage (regenerative thermische Oxidation)	185
A3.1.1.6	RTNV-Anlage (thermische Nachverbrennung)	185
A3.1.1.7	Platformer 3.....	186
A3.1.1.8	Verbrennung des in der AC 2 und Claus 3 anfallenden Sauer-gases in den Kesseln 6 und 7 des HKW 2	186
A3.1.1.9	FCC Anlage.....	186
A3.1.1.10	Brennstoffprüfstand	188
A3.1.1.11	Nachverbrennung in der Claus 3.....	188
A3.1.1.12	KEP – Anlage.....	188
A3.1.2	Lärmemissionen	189
A3.1.3	Abwasseremissionen.....	189
A3.2	Lager Lobau	190
A3.2.1	Emissionen in die Atmosphäre.....	190
A3.2.1.1	Anlagen, die dem LRG-K unterliegen.....	190
A3.2.1.2	Anlagen, deren Grenzwerte durch FAV (Feuerungsanlagenverordnung) festgelegt sind	190
A3.2.2	Dampfdruckgewinnungsanlage (Bottom loading)	190
A3.2.3	Lärmemissionen	191
A3.2.4	Abwasseremissionen.....	191

ANHANG IV

A4	AUFSCHLÜSSELUNG DES ABFALLS	192
A4.1	Aufschlüsselung des nicht gefährlichen Abfalls	192
A4.2	Aufschlüsselung des gefährlichen Abfalls	193

ZUSAMMENFASSUNG

Die vorliegende Studie behandelt Technologien, Einsatzstoffe, Produkte und anlagenspezifische Emissionen in Raffinerien sowie mögliche Emissionsminderungsmaßnahmen. Kostenabschätzungen für ausgewählte Emissionsminderungstechnologien wurden gemacht.

Diese Studie wurde im Hinblick auf die EU-Richtlinie über die „Integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung“ (RL 96/61/EG) und als Hilfestellung für die von der Europäischen Kommission errichtete „Technical Working Group“ über Raffinerien verfaßt.

Ziel dieser Studie ist es, den „Stand der Technik bei Anlagen zur Verarbeitung von Rohöl und Herstellung von Erdölprodukten im Hinblick auf die IPPC-Richtlinie“ unter besonderem Bezug auf die Anlagen der OMV-Raffinerie Schwechat in Österreich und der Raffinerie Mider in Leuna, Deutschland zu beschreiben.

Erdöl und die Verarbeitungsanlagen in einer Raffinerie

Die wirtschaftlich gewinnbaren Erdölreserven betragen derzeit 140.000 Millionen Tonnen. Jährlich werden 3.400 Millionen Tonnen Rohöl zu hochwertigen Fertigprodukten in Raffinerien verarbeitet.

Rohöle können sehr unterschiedliche Zusammensetzung aufweisen. Sie können paraffinreich und schwefelarm sein sowie hohe Anteile an Kraftstoffkomponenten enthalten. Andere Rohöle weisen Schwefelgehalte bis 7 Massen % auf und besitzen einen hohen Anteil an hochmolekularen Rückständen, in denen Vanadium- und Nickelverbindungen angereichert sind.

Die Zusammensetzung der zu verarbeitenden Rohöle und die Verbrauchsstruktur des zu beliefernden Marktes bestimmen Kapazität und Art der Verarbeitungsprozesse einer Raffinerie. Einfache „Hydroskimming“-Raffinerien können nur wenige Rohölqualitäten verarbeiten und wenige hochwertige Produkte erzeugen. „Komplexe“-Raffinerien mit vielen Konversionsanlagen können aus allen Rohölen Fertigprodukte erzeugen.

Die wesentlichen Verfahren in einer Raffinerie sind in der Reihenfolge zunehmender Komplexität nachstehend aufgezählt:

- Rohöldestillation
- Vakuumdestillation
- Hydrierende Entschwefelung
- Gasnachverarbeitung
- Schwefelrückgewinnung
- Reformier (Platformer)
- Isomerisierung und Hydroisomerisierung
- Alkylierung, Dimerisierung und Veretherung (MTBE)
- Katalytische Crackverfahren wie z.B. Fluid Catalytic Cracking (FCC) und Hydrocracking
- Thermische Crackprozesse wie z.B. Visbreaker und Steamcracker
- Rückstandskonversionsverfahren von Coker bis hin zur Vergasung

Dazu kommen noch Verfahren zur Bereitstellung von Betriebsmitteln, wie z.B. Prozeßdampf, Strom und Kühlwasser. Außerdem werden noch Misch- und Dosieranlagen, Lagerbehälter, Be- und Entladevorrichtungen und Transportsysteme für die Fertigprodukte benötigt.

Von den wesentlichen Verfahren, die in Raffinerien zur Verarbeitung der Rohöle verwendet werden, sind Rohöldestillation, endotherme Verfahren wie Platformer und Kracker sowie das Kraftwerk jene Prozesse, welche die meiste Energie benötigen.

In modernen komplexen Raffinerien liegt der Energieeigenverbrauch unter 5 % des Rohöldurchsatzes und der Wasserverbrauch unter 1 m³ pro Tonne Rohöl.

Hauptverursacher für die Luftemissionen SO₂, NO_x, CO, CO₂, VOC und Staub in Raffinerien sind die FCC-Anlage, die Schwefelrückgewinnungsanlage, das Kraftwerk und Anlagenöfen. Wesentliche Quellen für flüchtige Substanzen und Gerüche sind die Lagerbehälter, Ladevorrichtungen und Abwasseranlagen.

Verursacher von Lärm können Kompressoren, Öfen, Kühltürme, Fackeln und Motoren sein.

Technologien und Emissionen

Nachstehend ist der Stand der Technik bei Verfahrensanlagen kurz zusammengefaßt.

Destillationen

Verfahren:

Stand der Technik sind eine atmosphärische Rohöldestillationsanlage mit Preflashkolonne und integrierter Vakuumdestillation. Die Vakuumdestillation ist so ausgelegt, daß mittels Deep-cut-Fahrweise Vakuumdestillate bis 600 °C abgenommen werden können.

Reaktiv-Destillationen werden bei MTBE-Erzeugung und Hydrierungen verwendet.

Emissionen:

Luft: SO₂, NO_x, CO₂, CO, VOC, Staub

Wasser: Das Waschwasser aus dem Entsalzer enthält Kohlenwasserstoffe, Sediment sowie Alkali- und Erdalkalisalze. Abwässer aus Dampfstripper und Vakuumejektor sowie Sauerwässer aus Abscheidebehälter sind mit Kohlenwasserstoffen, Schwefelwasserstoff und Ammoniak verunreinigt.

Abfall: Sediment und Schlamm aus Entsalzer und Rohöllagerbehälter, Rückstände aus der Reinigung der Wärmetauscher.

Emissionsminderungstechnologien:

Luft: Der Einsatz schwefelarmer und wasserstoffreicher Brennstoffe wie z.B. Raffineriegas und Erdgas ermöglicht die Minimierung von SO₂, CO₂ und Staub.

Bei Einsatz von Gasen als Brennstoff in den Öfen können NO_x-arme Brenner verwendet werden. Die NO_x-Emissionen lassen sich auf <100 mg/Nm³ reduzieren.

Gute Instandhaltung und Wartung reduzieren die fugitiven Emissionen (VOC). Durch Doppeldichtungen in den Schwimmdachtanks für die Rohöllagerung können die VOC-Emissionen mit einem Wirkungsgrad bis 95% verringert werden.

Wasser: Die Sauerwassermenge kann durch Trocknung mit Stickstoff und durch Verwendung von Vakuumpumpen anstelle Dampfjektoren verringert werden. Die Reinigung der Abwasserströme aus Entsalzer und Kondensatbehältern erfolgt in der Abwasseraufbereitungsanlage.

Abfall: Der Einsatz optimierter Additive reduziert Fouling und verringert damit die Menge an Ablagerungen, optimierte Flockungs-Hilfsmittel helfen die Schlammmenge zu minimieren.

Hydrierende Entschwefelung

Verfahren:

Stand der Technik sind Hydrieranlagen mit Co/Ni/Mo/W-Katalysatoren, die bei 350°C und mit Drücken zwischen 30 und 50 bar arbeiten.

Wenn in die Struktur eingegriffen werden muß und z.B. auch die Mehrkernaromaten reduziert werden sollen, werden bevorzugt Ni/Mo-Katalysatoren und Wasserstoffpartialdrücke über 60 bar angewendet.

Mit konventionellen Hydrierverfahren können die Schwefelgehalte von Mitteldestillaten (bis 1,5 Massen %) auf <50 ppm reduziert werden.

Mit hohen Wasserstoffpartialdrücken und 2-stufigen Verfahren lassen sich Schwefelgehalte <10 ppm erzielen.

Emissionen:

Luft: SO₂, H₂S, NO_x, CO₂, CO, VOC, Staub

Wasser: Kondensat aus Stripper

Abfall: Gebrauchte Katalysatoren

Emissionsminderungstechnologien:

Luft: Schwefelarme und wasserstoffreiche Brennstoffe wie z.B. Raffineriegas und Erdgas zur Minimierung von SO₂, CO₂ und Staub.

Bei Einsatz von Gasen als Brennstoff in den Öfen können NO_x-arme Brenner verwendet werden. Die NO_x-Emissionen lassen sich auf <100 mg/Nm³ reduzieren.

Bei der Hydrierung anfallender Schwefelwasserstoff wird mit Alkanolamin-Lösungen ausgewaschen. Durch Einsatz selektiv wirkender Alkanolamine kann der Verbrauch verringert und Energie eingespart werden.

Gute Instandhaltung und Wartung ermöglichen die fugitiven Emissionen (VOC) zu minimieren.

Wasser: Ammoniak und Schwefelwasserstoff in Sauerwässern werden ausgestrippt. NH₃ wird entweder zu Salzen umgewandelt und gelangt dann ins Abwasser, oder es wird bei der Entstickung eingesetzt.

Die Reinigung der Abwässer erfolgt in der Abwasseraufbereitungsanlage. Die Trocknung der Produkte mit Stickstoff verringert den Kondensatanfall.

Abfall: Die Regenerierung bzw. Aufarbeitung der gebrauchten Katalysatoren (Co, Ni, W, Mo) erfolgt durch den Katalysatorhersteller.

Gasnachverarbeitung

Verfahren:

In dieser Anlage werden alle Gasströme aufgearbeitet, wobei zunächst die Verunreinigung Schwefelwasserstoff entfernt wird. Schwefelwasserstoff wird aus den Gasen mit Alkanolamin-Lösungen abgetrennt. Durch den Einsatz selektiv wirkender Alkanolamine wie z.B. MDEA (Methyldiethanolamin) kann die H₂S-Konzentration auf <10 ppm im Abgas reduziert werden. Aus dem H₂S reichen Gas wird dann in Schwefelrückgewinnungsanlagen Schwefel erzeugt.

In nachfolgenden Absorptions- und Destillationsschritten werden die leichten Kohlenwasserstoffe mit 2 bis 6 C-Atomen aufgetrennt. In modernen Anlagen werden die wertvollen Olefine Ethylen und Propylen in hoher Reinheit isoliert. Dem zunehmenden Bedarf an Propylen kann Rechnung getragen werden, indem zusätzlich Propylen aus Ethylen und Buten mittels Metathese erzeugt wird.

Die nicht mehr zu wertvollen Endprodukten umwandelbaren Restgase werden als Raffinerie-Restgas in Anlagenöfen und im Kraftwerk verfeuert.

Emissionen:

Luft: VOC, H₂S

Wasser: Sauerwasser mit H₂S, NH₃

Abfall: Ablagerungen aus Reinigung der Wärmetauscher, gebrauchte Alkanolaminlösungen

Emissionsminderungstechnologien:

Luft: Laufende Wartung reduziert die fugitiven Emissionen (VOC). Kontinuierliche Überwachungsgeräte für Schwefelwasserstoff überprüfen die Dichtheit der Anlage.

Wasser: Schwefelwasserstoff und Ammoniak wird aus Sauerwässern ausgetrieben, H₂S in der Schwefelrückgewinnungsanlage in Schwefel umgewandelt, NH₃ kann als Reduktionsmittel für DeNO_x bei FCC oder Kraftwerk eingesetzt werden.

Abfall: gebrauchte Alkanolamine

Schwefelrückgewinnung

Verfahren:

Die in die Schwefelrückgewinnungsanlage eingesetzten Gasströme enthalten >35 %Vol Schwefelwasserstoff. Claus-Anlagen mit zwei Reaktoren, modernem Design und hoch wirksamen Katalysatoren weisen Wirkungsgrade von >97 % auf. Das Abgas muß aber noch in einer nachgeschalteten Tailgas-Anlage oder einer REA-Anlage gereinigt werden.

Stand der Technik zur Minderung der SO₂-Emissionen aus dem Abgas sind Verfahren mit Umsetzungsgraden von 99,5-99,9 %, die z.B. mittels SCOT-Verfahren, Clintox, Hydrosulfreen oder Super-Claus erreicht werden können.

Mittels Rauchgasentschwefelung können Entschwefelungsgrade bis 99,9% erreicht werden.

Emissionen:

Luft: H₂S, SO₂

Abfall: Gebrauchter Katalysator

Emissionsminderungstechnologien:

Luft: Die Anlage muß auf Dichtheit gegen H₂S- und SO₂-Austritt laufend überprüft werden. Zur Minimierung von H₂S-Emissionen bei Lagerung und Transport von flüssigem Schwefel sollte der Gehalt an H₂S und Polysulfiden im Schwefel durch konstruktive Maßnahmen, durch Oxidation oder Additivzugabe auf <10 ppm reduziert werden.

Platformer**Verfahren:**

Stand der Technik sind CCR-Platformer, bei denen der Katalysator kontinuierlich regeneriert wird.

Emissionen:

Luft: SO₂, NO_x, CO₂, CO, VOC, Staub

Wasser: Zur Regenerierung des Katalysators können halogenierte Kohlenwasserstoffe verwendet werden. Bei der oxidativen Regenerierung entstehen Salze, die ins Abwasser gelangen.

Abfall: Gebrauchter Katalysator

Emissionsminderungstechnologien:

Luft: Schwefelarme und wasserstoffreiche Brennstoffe wie z.B. Raffineriegas und Erdgas zur Minimierung von SO₂, CO₂ und Staub. Durch Rauchgas-Rezirkulation und NO_x-arme Brenner können die NO_x-Emissionen um 70% von z.B. 300 mg/Nm³ auf <100 mg/Nm³ gesenkt werden.

Fugitive Emissionen (VOC) werden durch gute Instandhaltung und laufende Wartung minimiert.

Abfall: Gebrauchte Katalysatoren enthalten Edelmetalle (Pt, Re, Rh) und werden beim Katalysatorhersteller aufgearbeitet.

Alkylierung**Verfahren:**

Flußsäure als Katalysator ist flüchtig und toxisch. Das Verfahren mit Schwefelsäure ist Stand der Technik, obwohl große Mengen Schwefelsäure verbraucht werden.

Das einzige Verfahren, das einen anderen Katalysator als Schwefelsäure oder Flußsäure verwendet, ist das Verfahren nach Haldor Topsoe. Dieses Verfahren verwendet Trifluormethansulfonsäure in porösem Trägermaterial als Katalysator.

Verfahren mit Zeolith-Katalysatoren befinden sich noch im Entwicklungsstadium.

Emissionen:

Luft: VOC, HF

Wasser: Säurehaltiges Waschwasser

Abfall: Gebrauchte Schwefelsäure

Emissionsminderungstechnologien:

Luft: Durch gute Instandhaltung und Wartung können die fugitiven Emissionen niedrig gehalten werden.

Abwasser: letzte Reste von Säuren im Abwasser werden neutralisiert und gelangen als Salze in den Vorfluter; die weitere Reinigung erfolgt in der Abwasseraufbereitungsanlage.

Abfall: Gebrauchte Schwefelsäure wird regeneriert.

FCC-Anlage**Verfahren:**

Der Einsatz von entschwefeltem Vakuumdestillat, die Verwendung von Oxidationspromotoren und Elektrofilter sind Stand der Technik. Die wirksamste Maßnahme zur Reduktion der Emissionen ist eine Rauchgasnachbehandlung mit SCR und Rauchgasentschwefelung.

Emissionen:

Luft: SO₂, NO_x, CO, CO₂, VOC und Staub

Wasser: Schwefelwasserstoff und Mercaptane im FCC-Benzin werden mit Lauge behandelt. Das Abwasser aus FCC-Anlagen kann Kohlenwasserstoffe, H₂S, HCN, NH₃, Sulfide und Phenole enthalten.

Abfall: Staub (Katalysatorabrieb) aus Elektrofilter, gebrauchte Lauge und Sulfite, Sulfate aus einer Rauchgasentschwefelung.

Emissionsminderungstechnologien:

Luft: Durch die Hydrierung des Vakuumdestillates werden S- und N-Verbindungen in Abhängigkeit von der Hydrierschärfe soweit reduziert, daß am Katalysator weniger S-Verbindungen vorhanden sind, die dann zu SO₂ (und NO_x) oxidiert werden würden. Dadurch können die SO₂-Emissionen im Regenerator-Abgas bis zu 90% reduziert werden. In Abhängigkeit vom Schwefelgehalt im hydrierten Einsatz sind <400 mg/Nm³ SO₂ im Reingas zu erreichen.

Die Entschwefelung der FCC-Abgase mittels Rauchgasentschwefelung ermöglicht Wirkungsgrade bis 98% (regenerative REA) bzw. eine Reduktion von 4.000 mg/Nm³ SO₂ im Rohgas auf <100 mg/Nm³ im Reingas.

Die wirksamste Maßnahme zur Reduktion der SO₂- und NO_x-Emissionen ist eine Rauchgasentschwefelungsanlage mit DeNO_x. Mittels SCR-Technologie können die NO_x-Emissionen bei Vakuumdestillaten als Einsatz um 90% bzw. auf <100 mg/Nm³ verringert werden.

Stand der Technik zur Reduktion der CO-Emissionen ist der Einsatz von Oxidationspromotoren ("Total burning"). Damit können die CO-Gehalte im Reingas auf <500 mg/Nm³ reduziert werden. Bei Regeneration mit partieller Verbrennung wird CO in einem nachgeschalteten CO-Boiler verbrannt. Damit können CO-Gehalte <100 mg/Nm³ erreicht werden.

Bei Einsatz von hydrierten Vakuumdestillaten werden keine Schwermetalle emittiert. Wegen der hohen Temperaturen im Regenerator werden zur Entstaubung Elektrofilter verwendet, mit denen Wirkungsgrade von >95% erzielt werden. Damit sind im Reingas unter 20 mg Staub/Nm³ erreichbar.

Wasser: Stand der Technik ist die Oxidation und Regeneration der Lauge. Noch besser ist die Hydrierung des FCC-Benzins, weil dann keine Laugenwäsche benötigt wird.

Abfall: Filterstaub, Produkte aus der Rauchgasentschwefelung (können in Baustoffindustrie verwendet werden).

Visbreaker

Verfahren:

Hohe Konversionsgrade und damit mehr Destillat werden mit Verfahren wie z.B. Hydrovisbreaking und Aquavisbreaking erzielt.

Emissionen:

Luft: H₂S, SO₂, NO_x, CO₂, CO, Staub

Abfall: Ablagerungen (Koks) aus Reinigung des Soakers

Emissionsminderungstechnologien:

Luft: Schwefelarme und wasserstoffreiche Brennstoffe wie z.B. Raffineriegas und Erdgas ermöglichen eine Minimierung von SO₂, CO₂ und Staub. Bei Einsatz von Gasen als Brennstoff in den Öfen können NO_x-arme Brenner verwendet werden. Die NO_x-Emissionen lassen sich auf <100 mg/Nm³ reduzieren.

Abfall: Minimierung des Natriumgehaltes im Einsatz und Verwendung von Additiven, welche die Koksbildung verlangsamen.

Kraftwerk

Verfahren:

Stand der Technik sind Kraftwerke mit Wärme/Kraft-Kopplung, Rauchgasentschwefelung und DeNO_x.

GUD-Kraftwerke, in denen Erdölrückstände durch Partielle Oxidation und andere Vergasungsverfahren in Synthesegas umgewandelt werden, benutzen erprobte Gasreinigungstechnologien und haben hohe Wirkungsgrade.

Emissionen:

Luft: SO₂, NO_x, CO₂, CO, Staub, Schwermetalle

Wasser: Salzbeladene Wässer aus der Wasseraufbereitung

Abfall: Flugasche, Wirbosand (aus der Prozeßwasser-Aufbereitung, wobei Rohwasser mit Kalkmilch übersättigt wird und auf Quarz-Kristallkeimen Kalziumkarbonat ausfällt), Filterrückstände aus Kesselwasseraufbereitung.

Emissionsminderungstechnologien:

Luft: Primärmaßnahmen zur Reduktion von SO₂ und NO_x sind der Einsatz von Raffineriegas und Erdgas und die Verwendung NO_x-armer Brenner. Üblicherweise werden Rückstände aus der Erdölverarbeitung in Raffinerie-Kraftwerken verfeuert. Rauchgasentschwefelung mit DeNO_x ist dann die wirksamste Sekundärmaßnahme zur Minimierung von SO₂ und NO_x.

Bei Einsatz von Rückständen mit Schwefelgehalten bis 5 Masse% können mittels Rauchgasentschwefelung Wirkungsgrade >95-98% erzielt werden.

Mit katalytischer DeNO_x können bei Rückstandsverfeuerungen NO_x-Reduktionen bis 90% bzw. bis 100 mg/Nm³ im Reingas erzielt werden. Bei Gasfeuerungen sind mit der SCR-Technologie unter 30 mg/Nm³ NO_x möglich.

Die Staubemissionen lassen sich am wirksamsten durch Elektro- oder Gewebefilter verringern. Bei Einsatz eines Gewebefilters können Staubwerte $<5 \text{ mg/Nm}^3$ im Reingas erreicht werden. Bei Einsatz von Elektrofiltern sind die Staubemissionen auf $5\text{-}15 \text{ mg/Nm}^3$ im Reingas reduzierbar.

Wasser: Bei Aufbereitung der Prozeßwässer über Ionentauscher und Umkehrosmose kann der Chemikalienbedarf an Säuren und Laugen verringert werden.

Abfall: In der Flugasche aus dem Elektrofilter sind Ni- und V-Verbindungen angereichert. Aus diesen können die Metalle Nickel und Vanadium gewonnen werden. Bei der Rauchgasentschwefelung anfallender Gips kann vermarktet werden.

Kosten für Einsatz von SCR- und SNCR-Technologien

Verfahren zur NO_x -Minderung werden im Detail beschrieben und Kostenabschätzungen für den Einsatz dieser Technologien gegeben. Zur Kostenabschätzung emissionsmindernder Maßnahmen nach dem Kraftwerk in einer Raffinerie werden der Einsatz einer SNCR-Anlage (Tab. I), einer SCR-Anlage in Reingasschaltung (Tab. II) und einer SCR-Anlage in Rohgasschaltung (Tab. III) herangezogen.

Zur Kostenabschätzung emissionsmindernder Maßnahmen nach der FCC-Anlage in einer Raffinerie wird der Einsatz der SCR-Technologie in Rohgasschaltung herangezogen (Tab. IV).

Tab. I: Wesentliche Positionen der Kosten einer SNCR-Anlage für eine Abgasmenge von $250.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ nach einem Kraftwerk bei einer Raffinerie bei einer NO_x -Emissionsminderung um 500 mg/Nm^3 bezogen auf aktuelles O_2 und einer erreichbaren Reingaskonzentration von $<200 \text{ mg NO}_x/\text{Nm}^3$

		ATS/Einheit	ATS/Jahr
Jährliche Betriebsdauer (h/a)	8.000		
Investkosten (ATS)	15.000.000		
Grundlagen für jährliche Rückzahlung:			
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährliche Rückzahlung incl. Zinsen (ATS/a)	1.544.441		
Anteilige Investkosten incl. Zinsen			1.544.441
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	300.000		
Wartung + Verschleiß			300.000
Elektrische Energie (kWh/h)	40	0,9 ATS/kWh	288.000
Arbeitsluft (Nm^3/h)	1.200	0,17 ATS/ Nm^3	1.632.000
NH_3 flüssig (kg/h)	83,15	3,5 ATS/kg	2.328.261
Bewertete Gesamtkosten			6.092.702

Tab. II: Wesentliche Positionen der Kosten einer SCR-Anlage für eine Abgasmenge von 250.000 Nm³/h im entstaubten Abgas (Reingas) nach einem Kraftwerk bei einer Raffinerie bei einer NO_x-Emissionsminderung um 500 mg/Nm³ bezogen auf aktuelles O₂ und einer erreichbaren Reingaskonzentration von <100 mg NO_x/Nm³

		ATS/Einheit	ATS/Jahr
Jährliche Betriebsdauer (h/a)	8.000		
Investkosten (ATS)	45.000.000		
Grundlagen für jährliche Rückzahlung:			
Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährliche Rückzahlung incl. Zinsen (ATS/a)	4.633.324		
Anteilige Investkosten incl. Zinsen			4.633.324
Katalysatorvolumen (m ³)	20		
Standzeit (Jahre)	15		
durchschnittl. jährlicher Kat.-Ersatz (m ³ /a)	1,33	200.000 ATS/m ³	
durchschnittl. Katalysatoraustausch (ATS/a)	266.667		
Katalysatoren			266.667
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	900.000		
Wartung + Verschleiß			900.000
Druckverlust (mbar)	35		
Energie für Wiederaufheizung (MJ/h)	11.806,67	50 ATS/GJ	4.722.667
Elektrische Energie (kWh/h)	610	0,9 ATS/kWh	4.392.106
NH₃ flüssig (kg/h)	46,20	3,5 ATS/kg	1.293.478
Bewertete Gesamtkosten			16.208.242

Tab. III: Wesentliche Positionen der Kosten einer SCR-Anlage in der Rohgasschaltung nach einem Kraftwerk in einer Raffinerie für eine Abgasmenge von 250.000 Nm³/h bei einer NO_x-Emissionsminderung um 500 mg/Nm³ bezogen auf aktuelles O₂ und einer erreichbaren Reingaskonzentration von <100 mg NO_x/Nm³

		ATS/Einheit	ATS/Jahr
Jährliche Betriebsdauer (h/a)	8.000		
Investkosten (ATS)	30.000.000		
Grundlagen für jährliche Rückzahlung: Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährliche Rückzahlung incl. Zinsen (ATS/a)	3.088.883		
Anteilige Investkosten incl. Zinsen			3.088.883
Katalysatorvolumen (m ³)	35		
Standzeit (Jahre)	8		
durchschnittl. jährlicher Kat.-Ersatz (m ³ /a)	4,38	200.000 ATS/m ³	
durchschnittl. Katalysatoraustausch (ATS/a)	875.000		
Katalysatoren			875.000
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	600.000		
Wartung + Verschleiß			600.000
Druckverlust (mbar)	8		
Energie für Wiederaufheizung (MJ/h)	0	50 ATS/GJ	0
Elektrische Energie (kWh/h)	160,07	0,9 ATS/kWh	1.152.469
NH₃ flüssig (kg/h)	46,20	3,5 ATS/kg	1.293.478
Bewertete Gesamtkosten			7.009.830

Tab. IV: Wesentliche Positionen der Kosten einer SCR-Anlage in der Rohgasschaltung nach der FCC-Anlage in einer Raffinerie für eine Abgasmenge von 100.000 Nm³/h bei einer NO_x-Emissionsminderung um 1000 mg/Nm³ bezogen auf aktuelles O₂ und einer erreichbaren Reingaskonzentration von <200 mg NO_x/Nm³

		ATS/Einheit	ATS/Jahr
Jährliche Betriebsdauer (h/a)	8.000		
Investkosten (ATS)	20.000.000		
Grundlagen für jährliche Rückzahlung: Anzahl der Jahre:	15		
Zinssatz (%)	6		
Jährliche Rückzahlung incl. Zinsen (ATS/a)	2.059.255		
Anteilige Investkosten incl. Zinsen			2.059.255
Katalysatorvolumen (m ³)	20		
Standzeit (Jahre)	8		
durchschnittl. jährlicher Kat.-Ersatz (m ³ /a)	2,5	200.000 ATS/m ³	
durchschnittl. Katalysatoraustausch (ATS/a)	500.000		
Katalysatoren			500.000
Wartung + Verschleiß (% d. Investk.)	2		
Wartung + Verschleiß (ATS/a)	400.000		
Wartung + Verschleiß			400.000
Druckverlust (mbar)	8		
Energie für Wiederaufheizung (MJ/h)	0	50 ATS/GJ	0
Elektrische Energie (kWh/h)	88	0,9 ATS/kWh	633.788
NH₃ flüssig (kg/h)	36,96	3,5 ATS/kg	1.034.783
Bewertete Gesamtkosten			4.627.825

Die Raffinerie der OMV-AG in Schwechat

Die Raffinerie in Schwechat gehört zur OMV-Gruppe und ist die einzige Raffinerie in Österreich. Die OMV machte 1997 einen Umsatz von 83.000 Millionen ATS, wovon aus dem Raffineriegeschäft 53.000 Millionen ATS stammten.

Die Grundsteinlegung zum Ausbau der Raffinerie in Schwechat erfolgte 1958. Die erste Rohöldestillation mit einer Jahreskapazität von zwei Millionen Tonnen wurde 1960 in Betrieb genommen.

Heute ist die Raffinerie Schwechat eine „komplexe“ Raffinerie mit vielen Konversionsanlagen. Bis 20 unterschiedliche Rohölqualitäten aus 15 verschiedenen Förderländern werden jährlich in der Raffinerie zu hochwertigen Fertigprodukten verarbeitet. Im Rahmen eines Strukturanpassungsprogramms werden derzeit Rohöldestillation, Gasnachverarbeitung, Platformer und HDS-Anlagen umgebaut bzw. erweitert.

Die **Rohöldestillation** mit einer Kapazität von zehn Millionen Tonnen wird mit Preflashkolonnen ausgestattet. Der Destillationsofen mit NO_x-armen Brennern wird mit Raffineriegas befeuert. Die **Vakuumdestillation** kann in Deepcut-Fahrweise betrieben werden. Emissionen der Rohöldestillation lagen 1997 für SO₂ unter 50 mg/Nm³ bzw. 71 t/a, für NO_x bei ca. 100 mg/Nm³ bzw. 165 t/a, Staubemissionen lagen bei 1 mg/Nm³ bzw. 1,5 t/a.

Die Abgase der Vakuumdestillation werden gemeinsam mit den Abgasen des Naphtha-Hydro-treaters, der Vakuumdestillationshydrierung, der Schwefelrückgewinnung und der Kraftwerke in der Rauchgasentschwefelungsanlage gereinigt, ein SO₂-Emissionswert von 700 mg/Nm³ bzw. 205 t/a wurde 1997 erreicht. Die NO_x-Emissionen lagen 1997 bei 78 t/a bzw. 264 mg/Nm³. Ein Staubemissionswert von 20 mg/Nm³ bzw. 5,9 t/a Staub wird angegeben.

In der **Gasnachverarbeitung** wird Propylen aus der FCC-Anlage in Polymerisations-Qualität erzeugt. Die Restgase werden zur Befeuerung der Anlagenöfen und Teilbefeuerung des Kraftwerkes verwendet. Für die Nutzung der Fackelgase gibt es eine **Fackelgasrückgewinnungsanlage**.

Die Abgase der **Claus-Anlage** werden über eine regenerative Rauchgasentschwefelungs-Anlage gereinigt (gemeinsam mit den Abgasen der Vakuumdestillation, des Naphtha-Hydro-treaters, der Vakuumdestillationshydrierung und des Kraftwerkes). 700 mg SO₂/ Nm³ bzw. 92,9 t/a SO₂ werden nach REA emittiert. Weiters werden NO_x-Emissionen von 70 mg/Nm³ bzw. 9,3 t/a angeführt. Staubemissionen von 20 mg/Nm³ bzw. 11,6 t/a Staub wurden 1997 emittiert.

Der Platformer-Katalysator wird kontinuierlich regeneriert (**CCR-Platformer**).

In einer MHC-Anlage wird der Einsatz für die FCC-Anlage entschwefelt.

Atmosphärisches Gasöl und Vakuumgasöl werden in einer **katalytischen Entparaffinierungs-anlage** unter hohen Wasserstoffpartialdrücken hydriert und entparaffiniert.

Wasserstoff aus dem Platformer und dem Steamcracker wird in einer **PSA-Anlage** gereinigt. Im **Steamcracker** werden Ethylen, Propylen und Butadien in einer für die Polymerisation geeigneten Reinheit gewonnen. Aus dem Isobuten wird MTBE erzeugt.

In der **FCC-Anlage**, in welcher entschwefeltes Vakuumdestillat konvertiert wird, wird Kohlenmonoxid mit Oxidationspromotoren verringert und Staub über Elektrofilter abgeschieden. 1997 lagen die CO-Emissionen bei 814 mg/Nm³ bzw. 558 t/a CO. Für 1998 wurde eine CO-Emission von 215 mg/Nm³ bzw. 148 t/a angegeben. Die FCC-Anlage ist neben dem Kraftwerk der Hauptemittent der gasförmigen Schadstoffe SO₂, NO_x, CO und CO₂ sowie der Staubemissionen. SO₂-Emissionen von 360 mg/Nm³ bzw. 247 t/a, NO_x-Emissionen von 409 mg/Nm³ bzw. 280 t/a und eine Staubemission von 17 mg/Nm³ bzw. 11,6 t/a wurden für 1997 angegeben.

Der **Visbreaker** ist mit einem Soaker ausgestattet.

Das benötigte Prozeßwasser wird in einer Osmose-Anlage aufbereitet. Die Abwassermenge konnte unter 1 m³ pro Tonne verarbeitetes Rohöl reduziert werden. Der Energieeigenverbrauch liegt bei 4 GJ/t Rohöl bzw. 10 % des Rohöldurchsatzes.

Die Anlagen, die am meisten Energie benötigen, sind das Kraftwerk, der Steamcracker, die Rohöldestillation, die FCC-Anlage und der Platformer. Diese Anlagen sind auch die wesentlichen CO₂-Emittenten.

FCC-Anlage und das Kraftwerk sind die Hauptemittenten für die gasförmigen Schadstoffe SO₂, NO_x, CO und CO₂. Das Kraftwerk und die FCC-Anlage verursachen über 90 % der gesamten Staubemissionen der Raffinerie. Das **Kraftwerk II** trägt mit 700 mg/Nm³ SO₂ (2.666 t/a), 551 mg/Nm³ NO_x (2.099 t/a) und 20 mg/Nm³ Staub (76,2 t/a) zu einem hohen Anteil zu den Emissionen der Raffinerie Schwechat bei.

Nachstehende Tabelle gibt einen Überblick über die gesamten Emissionen aus der Raffinerie Schwechat.

Tab. V: Emissionsentwicklung in der Raffinerie Schwechat (Jahresmittelwerte, 3% O₂, trocken)

		1990 ⁵⁾	1991 ⁵⁾	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
SO ₂	mg/Nm ³	205	196	262	319	283	282	305	313	319
	t/a	2.271	2.188	2.996	3.500	3.030	2.984	3.488	3.662	3.704
	kg/t Rohöl	0,27	0,24	0,33	0,40	0,33	0,34	0,38	0,38	0,39
NO _x	mg/Nm ³	395	400	374	316	318	319	304	297	286
	t/a	4.363	4.455	4.272	3.465	3.415	3.384	3.479	3.471	3.324
	kg/t Rohöl	0,52	0,49	0,47	0,39	0,37	0,39	0,38	0,36	0,35
CO	mg/Nm ³	292	32 ¹⁾	40	42	49	52	38	63 ²⁾	30
	t/a	3.229	360	452	458	521	551	435	742 ²⁾	349
	kg/t Rohöl	0,38	0,04	0,05	0,05	0,06	0,06	0,05	0,08	0,04
CO ₂	mg/Nm ³	–	–	–	–	–	–	–	–	–
	t/a	2,02x10 ⁶	2,14x10 ⁶	2,24x10 ⁶	2,19x10 ⁶	2,26x10 ⁶	2,2x10 ⁶	2,59x10 ⁶	2,71x10 ⁶	–
	kg/t Rohöl	240	234	247	248	246	251	284	281	–
VOC	t/a	2.700 ³⁾	2.240 ³⁾	2.100 ³⁾	1.740 ³⁾	1.500 ³⁾	1.500 ³⁾	1.500 ³⁾	1.500 ³⁾	–
		6.110 ⁴⁾	5.650 ⁴⁾	4.183 ⁴⁾	4.090 ⁴⁾	4.254 ⁴⁾	3.935 ⁴⁾	3.925 ⁴⁾	3.915 ⁴⁾	–
	kg/t Rohöl	0,32 ³⁾	0,25 ³⁾	0,23 ³⁾	0,20 ³⁾	0,16 ³⁾	0,17 ³⁾	0,16 ³⁾	0,16 ³⁾	–
		0,73 ⁴⁾	0,62 ⁴⁾	0,46 ⁴⁾	0,46 ⁴⁾	0,46 ⁴⁾	0,45 ⁴⁾	0,43 ⁴⁾	0,41 ⁴⁾	–
Staub	mg/Nm ³	15	12	11	10	8	9	10	9	9
	t/a	162	136	126	114	91	96	112	108	107
	kg/t Rohöl	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01

¹⁾ Einführung von Oxidationspromotoren (Total Burning)

²⁾ Werte nicht erklärbar

³⁾ Kohlenwasserstoff-Fracht Raffinerie Schwechat

⁴⁾ Summe Kohlenwasserstoff-Fracht ex Raffinerie Schwechat, Tanklager Lobau und St. Valentin

⁵⁾ Daten von 1990+1991 sind nur DKA >50 MW, ab 1992 alle

Die anlagenbezogenen Emissionen können der nächsten Tabelle entnommen werden.

Tab. VI: Emissionen von Einzelanlagen im Jahr 1997 (Jahresmittelwerte, 3% O₂, trocken)

Anlage	Brennstoff- verbrauch [GWh/a]	Durchsatz [t/a]		SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Staub
Rohöl- Destillation	1536,9	8.200.000 Rohöl	[mg/m ³]	46	107	6		1
			[t/a]	71	165	9,3	298.149	1,5
			[kg/t Einsatz]	0,009	0,02	0,001	36	0
Vakuum- Destillation	289,9	2.485.000 Atm. TRST	[mg/m ³]	700 ¹⁾	264	10		20
			[t/a]	205	78	2,9	76.170	5,9
			[kg/t Einsatz]	0,083	0,031	0,001	31	0,002
Naphtha Hydrotreater	205,9	1.116.000 Naphtha	[mg/m ³]	700 ¹⁾	74	10		20
			[t/a]	142	15	2	40.152	4,1
			[kg/t Einsatz]	0,13	0,013	0,002	36	0,004
Platformer	494,1	728.000 Naphtha	[mg/m ³]	18	170	5		1
			[t/a]	8,8	83	2,4	95.848	0,5
			[kg/t Einsatz]	0,012	0,114	0,003	132	0,001
Mitteldestillat- Hydrierung	135,8	1.780.000 Kerosin, Gasöl	[mg/m ³]	59	242	5		1
			[t/a]	8,1	33	0,7	26.341	0,1
			[kg/t Einsatz]	0,005	0,019	0	15	0
Vakuumdest.- Hydrierung	72,4	1.820.000 VGO	[mg/m ³]	700 ¹⁾	442	10		20
			[t/a]	51,6	32,6	0,7	19.466	1,5
			[kg/t Einsatz]	0,028	0,018	0	10,7	0,001
Schwefelrück- gewinnung	27,2	63.900 Schwefel	[mg/m ³]	700 ¹⁾	70	100		20
			[t/a]	92,9	9,3	13,3	5.268	2,7
			[kg/t Einsatz]	1,5	0,15	0,21	82,4	0,042
FCC	718,3	1.313.500 Hydr. VGO	[mg/m ³]	361	409	814 ²⁾		17
			[t/a]	247	280	558	272.243	11,6
			[kg/t Einsatz]	0,19	0,21	0,43	207	0,009
Visbreaker	87,9	1.020.000 Atm. TRST	[mg/m ³]	47	183	5		1
			[t/a]	4,2	16,5	0,5	17.057	0,1
			[kg/t Einsatz]	0,004	0,016	0,00	16,7	0,00
Steamcracker	2323,2	1.100.000 Naphtha	[mg/m ³]	1	164	10		1
			[t/a]	2,3	377	23	450.692	2,3
			[kg/t Einsatz]	0,002	0,343	0,021	410	0,002
HKW1	561,4	41.000 Raff. Gas	[mg/m ³]	132	135	42		1
			[t/a]	74	75,7	23,6	108.917	0,6
			[kg/t Einsatz]	1,81	1,85	0,58	2657	0,014
HKW2	3741,4	323.841 Raff.Gas, Rückstände	[mg/m ³]	700 ¹⁾	551	20		20
			[t/a]	2.666	2.099	76,2	1.036.439	76,2
			[kg/t Einsatz]	8,2	6,5	0,24	3.200	0,24

¹⁾ Abgasströme gemeinsam in REA; SO₂-Konzentration im Reingas nach REA

²⁾ 1998 wurden 215 mg CO/Nm³ (148 t CO/a) angegeben

Die Raffinerie MIDER in Leuna

Die Raffinerie MIDER der ELF in Leuna wird in dieser Studie kurz beschrieben und für Vergleiche der anlagenbezogenen Emissionen herangezogen, weil diese Raffinerie neu errichtet und erst 1997 in Betrieb genommen wurde. Aufgrund der Neuerrichtung dieser Raffinerie kann angenommen werden, daß die Technologien dem Stand der Technik entsprechen und daß Verfahren mit minimalen Emissionen verwendet werden.

Die Jahreskapazität der Raffinerie MIDER liegt mit zehn Millionen Tonnen in der gleichen Größenordnung wie die Durchsatzleistung der OMV-Raffinerie. In der Raffinerie wird aber im Gegensatz zur Raffinerie in Schwechat derzeit praktisch nur ein einziges Rohöl (REB) verarbeitet. Nur für die Produktion von Bitumen wird zusätzlich eine andere Rohölqualität importiert.

Dem sinkenden Bedarf an schwerem Heizöl und der Zunahme des Verbrauches an Mitteldestillat wurde in der Konfiguration der Raffinerie Rechnung getragen. Die Alkylierungsanlage ermöglicht Ottokraftstoffe mit hoher Oktanzahl und geringem Aromatengehalt aufzumischen. Die Hydrieranlagen erlauben die Erzeugung von Dieselmotorkraftstoffqualitäten mit sehr niedrigem Schwefelgehalt. Die Partielle Oxidation von Visbreakerrückstand gewährt höchste Flexibilität beim Ausstoß von schwerem Heizöl und minimiert die Emissionen bei der Aufarbeitung von Erdölrückständen. Zugleich wird aus dem Synthesegas Wasserstoff für die Hydrierungen und Methanol für die Chemie gewonnen.

Das Kraftwerk, welches nicht zur Raffinerie gehört, verwendet Brennstoffe aus der Raffinerie und liefert die Betriebsmittel für die Raffinerie. Es ist mit einer Rauchgasentschwefelung und SCR ausgestattet.

Die aus den Emissionen der Einzelanlagen abgeschätzten Gesamtemissionen der Raffinerie MIDER sind in der folgenden Tabelle zusammengefaßt.

Tab. VII: Abgeschätzte Gesamtemissionen der Raffinerie MIDER (ohne Kraftwerk)

		SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Staub
1998	t/a	3.354	2.296	1.236	1.852.801	142

Die für die Raffinerie MIDER erlaubte SO₂-Gesamtemissionen von 0,45 kg/t Durchsatz entsprechend einer Jahresfracht von 4.500 t wurde unterschritten.

In der angrenzenden Gemeinde Spergau gilt ein Lärmpegel-Grenzwert von 42,5 dB(A).

Die anlagenbezogenen Emissionen der Raffinerie MIDER sind in der nachstehenden Tabelle angeführt.

Die anlagenbezogenen Emissionen (Konzentrationen) sind überwiegend die gegebenen Emissionsgrenzwerte, die Emissionen wurden aus den Konzentrationsangaben und den Leistungen der Anlagen abgeschätzt.

Tab. VIII: Anlagenbezogene Emissionen der Raffinerie MIDER

Anlage	Brennstoff- verbrauch [GWh/a]	Durchsatz [t/a]		SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Staub
Rohöl- Destillation	1.138,8	8.500.000 Rohöl	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	35,2	100,4	100,4	220.927	5
			[kg/t Einsatz]	0,004	0,012	0,012	26	0,001
Vakuum- Destillation	639,5	4.500.000 Atm. TRST	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	19,8	56,6	56,6	182.252	2,8
			[kg/t Einsatz]	0,004	0,013	0,013	41	0,001
Naphtha Hydrotreater	205,9	1.500.000 Naphtha	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	7,1	20,3	20,3	39.937	1
			[kg/t Einsatz]	0,005	0,014	0,014	27	0,001
Platformer	753,4	1.000.000 Naphtha	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	24,1	68,7	68,7	146.152	3,4
			[kg/t Einsatz]	0,024	0,069	0,069	146	0,003
Gasöl- Hydrierung	205,9	3.000.000 Gasöl	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	7,1	20,3	20,3	39.937	1
			[kg/t Einsatz]	0,002	0,007	0,007	13	0
Vakuumgasöl- Hydrierung	578,2	2.600.000 VGO	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	18,6	53,2	53,2	164.776	2,7
			[kg/t Einsatz]	0,007	0,02	0,02	63	0,001
Schwefelrück- gewinnung	131,4	90.000 Schwefel	[mg/m ³]	4322	200	100		50
			[t/a]	1125,6	52,1	26,0	25.492	13
			[kg/t Einsatz]	12,5	0,58	0,29	283,2	0,15
FCC	1.314,0	2.350.000 Hydr. VGO	[mg/m ³]	1200	500	125		50
			[t/a]	1860	775	194	498.006	77,5
			[kg/t Einsatz]	0,79	0,33	0,08	212	0,033
Visbreaker	306,6	1.200.000	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	13	50,6	1,4	59.480	0,3
			[kg/t Einsatz]	0,011	0,042	0,001	50	0
POX-Anlage	2.452,8	670.000	[mg/m ³]	35	158	100		5
			[t/a]	243,4	1099	695,5	475.843	34,8
			[kg/t Einsatz]	0,363	1,64	1,038	710	0,052

Die anlagenbezogenen Emissionen (Konzentrationen) sind überwiegend die gegebenen Emissionsgrenzwerte, die Emissionen wurden aus den Konzentrationsangaben und den Leistungen der Anlagen abgeschätzt.

SUMMARY

This study deals with the applied technologies, input materials, products, process-specific emissions and measures for reduction of the emissions in refineries. Furthermore, cost estimates for selected techniques for the reduction of emissions are given.

The study was drawn up in view of the EU directive on "Integrated Pollution Prevention and Control" (96/61/EC) and designed as support for the "Technical Working Group" on refineries which was set up by the European Commission.

This study has been written in order to describe "state of the art for processing crudes and for the production of petroleum products regarding the IPPC-directive" with special information on the processes and technologies of the refinery Schwechat in Austria and the refinery Mider in Leuna, Germany.

Petroleum and the Processes in a Refinery

At the moment there is a reserve of up to 140000 million tons economically exploitable petroleum. 3400 million tons crude oil are annually processed to high-quality finished products in refineries.

The composition of crude oils varies from paraffin-rich to sulphur-poor, but they may also contain high proportions of distillates. Other crude oils have sulphur contents of up to 7 % and show a high proportion of high-molecular residues, enriched with vanadium and nickel.

The quality of crude oils and the consumption pattern of the market determine the capacity and kind of the processes in the refinery. Simple "Hydroskimming" refineries can process only a few crude oil qualities and produce a few high-quality products. "Complex" refineries with many conversion plants can process all crude oils to finished products.

The substantial processes in a refinery are listed below in the order with increasing complexity:

- crude oil distillation
- vacuum distillation
- hydrodesulphurisation
- gas processing plant
- sulphur recovery unit (SRU)
- reforming (Platformer)
- isomerization and hydroisomerization
- alkylation, dimerization and ether production (Methyl Tertiary Butyl Ether, MTBE)
- catalytic cracking procedures, e.g. Fluid Catalytic Cracking (FCC) and hydrocracking
- thermal cracking processes, e.g. visbreaker and steamcracker
- residue conversion processes (coker, gasification...)

Furthermore processes are necessary for the supply of process steam, electric current and cooling water. Additionally blending plants, dosing apparatus, storage vessels and loading and transport systems are needed for the finished products.

From the substantial processes, which are used in refineries for the processing of the crude oils, crude oil distillation, endothermic processes such as Platformer and Cracker as well as the power station are those processes with the highest demand of energy.

In modern complex refineries the consumption of energy is lower than 5 % of the throughput of crude oil and the water consumption is below 1 m³ per ton crude oil. The FCC plant, the sulphur recovery unit, the power plant and the furnaces are the main causes for the air emissions SO₂, NO_x, CO, CO₂, VOC and dust in refineries. Sources for volatile substances and smells are the storage vessels, loading devices and sewage systems. Causes for noise can be compressors, furnaces, cooling towers, flares and engines.

Technologies and emissions

State of the art for individual processes is briefly described in the following chapter.

Distillation

Processes:

State of the art is an atmospheric crude oil distilling plant with preflash columns and an integrated vacuum distillation. By using the Deepcut operation mode vacuum distillates of up to 600°C can be produced.

Reactive distillation is used with MTBE (Methyl Tertiary Butyl Ether) production and hydrogenation.

Emissions:

Air: SO₂, NO_x, CO₂, CO, VOC, particulates

Effluent: The washing water of the desalter contains hydrocarbons, sediment and salts. The wastewater coming from the steam stripper and vacuumejector and sour water of the separator are contaminated with hydrocarbons, H₂S and NH₃.

Waste: Sediment and sludge from desalter and crude oil tanks, residues from cleaning of heat exchanger.

Reduction measures:

Air: By using fuels poor in sulphur and rich in hydrogen, such as refinery gases and natural gas, the emissions of SO₂, CO₂ and particulates can be reduced.

NO_x-emission can be reduced to <100 mg/Nm³ by firing gases in low NO_x-burners.

Good maintenance and service are necessary to reduce the emissions of VOC. Double seals on floating-roof tanks for storage of crudes can reduce the VOC-emissions with an efficiency of up to 95%.

Effluent: The amount of sour water can be minimised by stripping with nitrogen and by using vacuum pumps instead of steam ejectors. Effluents coming out of the desalter, separators and overhead drums are cleaned in the wastewater treatment plant.

Waste: The use of optimised additives decreases fouling and reduces the amount of scales; optimised flocculents help to minimise the amount of sludge.

Hydrodesulphurisation

Processes:

State of the art are hydrogenation plants with Co-, Ni-, Mo-, W-catalysts operating at 350°C and pressures between 30 and 50 bar. If the structure must be changed and e.g. the amount of polyaromatics has to be decreased, the use of Ni/Mo-catalysts and pressures >60 bar are preferred.

The sulphur contents of middle distillates (up to 1.5 %) are decreased to <50 ppm by means of hydrogenation. By operating plants with high H₂ partial pressure and two separate stages sulphur contents <10 ppm are obtained.

Emissions:

Air: H₂S, SO₂, NO_x, CO₂, CO, VOC, particulates

Effluents: Condensates of stripping plants

Waste: Used catalysts

Reduction measures:

Air: By using fuels poor in sulphur and rich in hydrogen such as refinery gases and natural gas the emissions of SO₂, CO₂ and particulates can be reduced.

NO_x-emission can be reduced to <100 mg/Nm³ by firing gases in low NO_x-burners.

Good maintenance and service are necessary to reduce the emissions of VOC.

Hydrogen sulphide arising from the hydrogenation process is absorbed by alkanolamines. By using selective alkanolamines the consumption can be decreased and energy can be saved.

Effluents: Hydrogen sulphide and ammonia are stripped off the sour waters. NH₃ can either be converted to salts and discharged, or it is used in the selective reduction process to reduce NO_x. Afterwards the effluent is cleaned in the water treatment plant. By stripping the products with nitrogen the amount of condensate is reduced.

Waste: Regeneration and processing of used catalysts is done by the producer (Co, Ni, W, Mo).

Gas processing plant

Processes:

In this system all gas streams are processed by removing H₂S first. H₂S is extracted by alkanolamines. By using alkanolamines, which absorb H₂S selectively, for example MDEA (methyldiethanolamine), the H₂S-concentration can be reduced to < 10 ppm. The H₂S in the enriched gas is then converted to sulphur in the Sulphur Recovery Unit.

In the following absorption- and distillation steps hydrocarbons with a carbon number from 2 to 6 are separated. In modern systems the valuable olefins (ethylene and propylene) are isolated in high purity. The increasing demand of propylene can be met by producing additional propylene from ethylene and butene by means of "metathesis".

The residual remaining gases are fired in furnaces and in the power station.

Emissions:

Air: VOC, H₂S

Effluent: Sour water containing dissolved hydrogen sulphide and ammonia.

Waste: Scales and rust from cleaning the heat exchangers, used alkanolamines.

Reduction measures:

Air: Good maintenance and service reduce the emissions of VOC. H₂S is continuously controlled such that under normal operating conditions there are no detectable emissions.

Effluent: H₂S and NH₃ are stripped off the sour water. Hydrogen sulphide is absorbed by alkanolamines and afterwards routed to the sulphur recovery unit. NH₃ can be used as reducing agent in a DeNO_x plant in the FCC-plant or the power station.

Waste: Spent alkanolamines

Sulphur recovery units

Processes:

Sulphur recovery units with two reactors, of modern design and with effective catalysts have an efficiency of >97%. The off-gas has to be further treated in a Tailgas unit or in a flue gas desulphurisation process.

State of the art for the minimisation of SO₂-emissions from the offgas are processes which achieve efficiencies in the range of 99.5-99.9%, such as the processes SCOT, Clintox, Hydrosulfreen or Super-Claus.

With flue gas desulphurisation efficiencies of 99.9% can be achieved.

Emissions:

Air: H₂S, SO₂

Waste: Spent catalysts

Reduction measures:

Air: H₂S and SO₂ have to be continuously controlled such that under normal operating conditions there are no detectable emissions.

In order to reduce the emissions of H₂S from the storage and transport of liquid sulphur, the amount of H₂S and polysulphides in the sulphur should be reduced to <10 ppm by oxidation or treatment with a suitable additive.

Platformer

Processes:

State of the art are CCR-Platformers, in which the catalyst is regenerated continuously.

Emissions:

Air: SO₂, NO_x, CO₂, CO, VOC, particulates

Effluent: The regeneration process involves a coke removal step by controlled burn off with air. Halogenated hydrocarbons are added to improve the regeneration process. These are converted into salts and discharged.

Waste: used catalyst

Reduction measures:

Air: By using fuels poor in sulphur and rich in hydrogen such as refinery gases and natural gas the emissions of SO₂, CO₂ and particulates can be reduced. By flue gas recirculation and installation of low NO_x burners, the NO_x emissions can be reduced by 70% from e.g. 300 mg/Nm³ to <100 mg/Nm³. VOC are minimised by good maintenance and continuous monitoring.

Waste: used catalysts contain precious metals (Pt, Re, Rh) that are converted by the catalyst producer.

Alkylation**Processes:**

Hydrogen fluoride when used as a catalyst is volatile and toxic. State of the art is the process with H₂SO₄ as catalyst, although large quantities of acid are used.

Currently just one process (Haldor Topsoe) with a fixed catalyst is available on the market. This process uses trifluoro-methanesulphonic-acid in a porous carrier.

Processes with zeolite catalysts are being developed.

Emissions:

Air: VOC, HF

Effluent: Acidic effluent

Waste: Spent H₂SO₄

Reduction measures:

Air: VOC emissions are reduced by good maintenance and continuous monitoring.

Effluent: last traces of acids in the waste water are neutralised and are discharged into the receiving water as salts; further treatment of the effluent is done in the waste water treatment plant.

Waste: Spent catalysts are regenerated.

Fluid Catalytic Cracking**Processes:**

Desulphurised vacuum distillate as feed, the use of oxidation promoters and electrostatic precipitators are state of the art. The most efficient measure to reduce emissions is treatment by SCR-technology and flue gas desulphurisation.

Emissions:

Air: SO₂, NO_x, CO, CO₂, VOC, particulates

Effluent: Hydrogen sulphide and mercaptanes in the FCC-naphtha are treated by copper chloride sweetening (Merox process). The caustic solution can contain hydrocarbons, H₂S, HCN, NH₃, sulphides and phenols.

Waste: Particulates from the electrostatic precipitator, spent caustic and products (sulphites, sulphates) from flue gas desulphurisation.

Reduction measures:

Air: Depending on the hydrogenation power, the sulphur and nitrogen compounds are reduced by hydrogenation of the vacuum distillate. The thus reduced number of sulphur and nitrogen compounds on the catalyst could be oxidised to SO₂ (and also NO_x) in the regenerator. SO₂ reductions of up to 90% or to <400 mg/Nm³ SO₂ in the clean gas can be achieved by hydrogenation of the vacuum distillates.

Flue gas desulphurisation enables an efficiency of up to 98% and a reduction from 4000 mg/Nm³ SO₂ to <100 mg/Nm³.

The most effective method for reducing SO₂ and NO_x emissions is flue gas desulphurisation with DeNO_x. The NO_x emissions can be reduced by SCR-technology up to 90% or to <100 mg/Nm³ respectively.

Total burning is state of the art with regard to CO emissions of FCC plants. Reductions to <500 mg/Nm³ are possible. When the FCC is operated in a partial combustion mode, CO in the flue gas is burnt in a CO boiler. In this mode CO-reductions to <100 mg/Nm³ can be reached.

When hydrogenated vacuum distillates as feed are used, no metals are emitted. Because of the high temperatures the dust is removed by electrostatic precipitators. The efficiency is higher than 95% and offgases with dust contents below 20 mg/Nm³ can be achieved.

Effluent: State of the art is the regeneration of the caustic by oxidation. Preference should be given to hydrotreating the FCC-naphtha instead of copper chloride sweetening, because then no caustic is needed and waste can be eliminated.

Waste: filter dust; products from flue gas desulphurisation (may be used in the construction industry).

Visbreaker**Processes:**

High conversion rates - and thus more distillates - are obtained by processes such as Hydrovisbreaking and Aquavisbreaking.

Emissions:

Air: H₂S, SO₂, NO_x, CO₂, CO, particulates

Waste: Coke from the cleaning of the soaker

Reduction measures:

Air: By using fuels poor in sulphur and rich in hydrogen such as refinery gases and natural gas the emissions of SO₂, CO₂ and particulates can be reduced. Flue gas recirculation and installation of low NO_x burners can reduce the NO_x emissions to <100 mg/Nm³.

Waste: Coke formation may be reduced by controlling the sodium content in the visbreaker feedstock or by using additives, which decelerate the coke-formation.

Power station

Processes:

State of the art are power stations with cogeneration, flue gas desulphurisation and DeNO_x.

Power stations, where oil residues are converted to synthesis gas by means of partial oxidation or other gasification processes, use proven gas cleaning technologies and have high efficiencies.

Emissions:

Air: SO₂, NO_x, CO₂, CO, particulates, heavy metals

Effluent: water containing salt from the water treatment plant.

Waste: Particulates from ESP, "Wirbosand" (from treating the process water with milk of lime, calcium carbonate precipitates); filter residues.

Reduction measures:

Air: Primary measures to reduce the emissions of SO₂ and NO_x are the use of refinery gases and natural gas and the use of low NO_x burners.

Normally residues from crude oil processing are fired in refinery power plants. The most effective secondary measure for the minimisation of SO₂ and NO_x is flue gas desulphurisation with DeNO_x.

By using residues with a sulphur content of up to 5 % reduction efficiencies of >95-98% can be achieved by means of flue gas desulphurisation.

With a residual fuel fired combustion plant the selective catalytic reduction removes NO_x emissions with an efficiency of up to 90% or to <100 mg/Nm³. With gas firing, SCR allows reductions below 30 mg/Nm³.

Emissions of particulates are reduced by electrostatic precipitators or fabric filters. With fabric filters dust emissions of less than 5 mg/Nm³ can be achieved; electrostatic precipitators achieve levels of 5-15 mg dust/Nm³.

Effluent: Reverse osmosis and ion exchanger are used to remove suspended solids and dissolved salts from water. These systems can reduce the need on acids and alkaline solutions.

Waste: The flue dust collected at the electrostatic precipitator is enriched with Ni and V compounds. These metals can be recycled.

Gypsum from flue gas desulphurisation can be sold.

Costs of the use of SCR- and SNCR-Technologies

Techniques for the reduction of NO_x-emissions are described in detail and cost estimates of the use of these techniques are given. Cost estimates of emission reducing measures after the power plant in a refinery have been made considering the use of a SNCR-plant (table I), a SCR-plant (clean gas) (table II) and a SCR-plant (raw gas) (table III).

In order to estimate the costs of emission reducing measures after the FCC-plant in a refinery, the use of a SCR-technology (raw gas) (table IV) has been taken into consideration.

Tab. I: Main cost factors for a Selective Non Catalytic Reduction (SNCR)-installation on a volume of exhaust gas of 250000 Nm³/h after a power plant in a refinery achieving a NO_x-emission reduction of 500 mg/Nm³ in relation to actual oxygen content and for a clean gas concentration of <200 mg NO_x/Nm³

		ATS/unit	ATS/year
Operating hours (h/a)	8000		
Investment costs (ATS)	15000000		
Input factors for annual expenditure:			
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	1544441		
Proportional investment costs incl. interest			1544441
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	2		
Maintenance + wear and tear (ATS/a)	300000		
Maintenance + wear and tear			300000
Electrical energy (kWh/h)	40	0.9 ATS/kWh	288000
Air (Nm ³ /h)	1200	0.17 ATS/Nm ³	1632000
NH₃ liquid (kg/h)	83.15	3.5 ATS/kg	2328261
Total costs			6092702

Tab. II: Main cost factors for a Selective Catalytic Reduction (SCR)-installation on a volume of exhaust gas of 250000 Nm³/h in the dedusted off-gas after a power plant in a refinery achieving a NO_x-emission reduction of 500 mg/Nm³ in relation to actual oxygen content and for a clean gas concentration of <100 mg NO_x/Nm³

		ATS/unit	ATS/year
Operating hours (h/a)	8000		
Investment costs (ATS)	45000000		
Input factors for annual expenditure:			
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	4633324		
Proportional investment costs incl. interest			4633324
Volume of catalyst (m ³)	20		
Endurance (years)	15		
Renewing of catalyst (m ³ /a)	1.33	200000 ATS/m ³	
Average renewing of catalyst (ATS/a)	266667		
Catalysts			266667
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	2		
Maintenance + wear and tear (ATS/a)	900000		
Maintenance + wear and tear			900000
Pressure drop (mbar)	35		
Energy for reheating (MJ/h)	11806.67	50 ATS/GJ	4722667
Electrical energy (kWh/h)	610	0.9 ATS/kWh	4392106
NH₃ liquid (kg/h)	46.20	3.5 ATS/kg	1293478
Total costs			16208242

Tab. III: Main cost factors for a Selective Catalytic Reduction (SCR)-installation (raw gas) on a volume of exhaust gas of 250000 Nm³/h after a power plant in a refinery achieving a NO_x-emission reduction of 500 mg/Nm³ in relation to actual oxygen content and for a clean gas concentration of <100 mg NO_x/Nm³

		ATS/unit	ATS/year
Operating hours (h/a)	8000		
Investment costs (ATS)	30000000		
Input factors for annual expenditure:			
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	3088883		
Proportional investment costs incl. interest			3088883
Volume of catalyst (m ³)	35		
Endurance (years)	8		
Renewing of catalyst (m ³ /a)	4.38	200000 ATS/m ³	
Average renewing of catalyst (ATS/a)	875000		
Catalysts			875000
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	2		
Maintenance + wear and tear (ATS/a)	600000		
Maintenance + wear and tear			600000
Pressure drop (mbar)	8		
Energy for reheating (MJ/h)	0	50 ATS/GJ	0
Electrical energy (kWh/h)	160.07	0.9 ATS/kWh	1152469
NH₃ liquid (kg/h)	46.20	3.5 ATS/kg	1293478
Total costs			7009830

Tab. IV: Main cost factors for a Selective Catalytic Reduction (SCR)-installation (raw gas) after the FCC-plant in a refinery on a volume of exhaust gas of 100000 Nm³/h achieving a NO_x-emission reduction of 1000 mg/Nm³ in relation to actual oxygen content and for a clean gas concentration of <200 mg NO_x/Nm³

		ATS/unit	ATS/year
Operating hours (h/a)	8000		
Investment costs (ATS)	20000000		
Input factors for annual expenditure:			
Number of years	15		
Rate of interest (%)	6		
Annual repayment incl. interest (ATS/a)	2059255		
Proportional investment costs incl. interest			2059255
Volume of catalyst (m ³)	20		
Endurance (years)	8		
Renewing of catalyst (m ³ /a)	2.5	200000 ATS/m ³	
Average renewing of catalyst (ATS/a)	500000		
Catalysts			500.000
Maintenance + wear and tear (% of investment costs)	2		
Maintenance + wear and tear (ATS/a)	400000		
Maintenance + wear and tear			400000
Pressure drop (mbar)	8		
Energy for reheating (MJ/h)	0	50 ATS/GJ	0
Electrical energy (kWh/h)	88	0.9 ATS/kWh	633788
NH₃ liquid (kg/h)	36.96	3.5 ATS/kg	1034783
Total costs			4627825

The Refinery of OMV-AG in Schwechat

The refinery in Schwechat belongs to the OMV group and is the only one in Austria. In 1997 the OMV made a turnover of ATS 83 billion, where ATS 53 billion came from the refinery business.

The foundations for enlarging the refinery in Schwechat were laid in 1958. The first crude oil distillation with a capacity of two million tons was put into operation in 1960.

Today the refinery in Schwechat is a "complex" refinery with a lot of conversion plants. About 20 different crudes from 15 different countries are converted annually to high-quality finished products. Within the framework of a restructuring programme, crude oil distillation, gas processing, Platformer and HDS systems are modified.

Crude oil distillation with a capacity of ten million tons will be equipped with Preflash columns. The distilling furnace with low NO_x burners is fed with refinery gas. The *vacuum distillation* can be operated in Deepcut operation. Emissions from the crude oil distillation for SO₂ have been under 50 mg/Nm³ and 71 t/a, respectively (1997), for NO_x they have been 100 mg/Nm³ (165 t/a) and emissions of dust were 1 mg/Nm³ (1.5 t/a).

The off-gases from the *vacuum distillation* are treated together with the off-gases of the Naphtha-Hydrotreater, VD-HDS, the sulphur recovery and the power station in the flue gas desulphurisation unit. SO₂-emissions of 700 mg/Nm³ (250 t/a) were achieved in 1997. In 1997 NO_x-emissions amounted to 78 t/a (264 mg/Nm³), emissions of dust have been reported to amount 20 mg/Nm³ (5.9 t/a).

In the *gas processing plant* propylene is produced from the FCC system with polymerisation grade. The remaining gases are used for feeding furnaces and partly the power station. Flare gases are recovered in a *flare gas-recovering unit*.

The off-gases of the *Claus plant* are cleaned by a regenerative flue gas desulphurisation process (together with flue gases of the vacuum distillation, the Naphtha-Hydrotreater, the VD-HDS and the power station). 700 mg/Nm³ SO₂ (92.9 t/a) are emitted after the flue gas desulphurisation unit. NO_x-emissions of 70 mg/Nm³ (9.3 t/a) and dust emissions of 20 mg/Nm³ (11.6 t/a) were reported for 1997.

The Platformer (*CCR-Platformer*) catalyst is regenerated continuously.

In the MHC plant the feed for the FCC is desulphurised.

Atmospheric gas oil and vacuum gas oil are hydrogenated and dewaxed in a *catalytic dewaxing plant* under high hydrogen partial pressure.

Hydrogen from the Platformer and the Steamcracker is cleaned in a *PSA system*.

In the *Steamcracker* ethylene, propylene and butadiene are produced in a purity suitable for polymerisation. Isobutene is used for MTBE (Methyl Tertiary Butyl Ether) production.

In the *FCC plant* desulphurised vacuum distillate is fed, carbon monoxide is reduced by oxidation promoters and dust is separated by electrostatic precipitators. In 1997 CO emissions of 814 mg/Nm³ (558 t/a) were reported. In 1998 CO emissions amounted 215 mg/Nm³ (148 t/a). The FCC unit together with the power station is the main source of the emissions of SO₂, NO_x, CO, CO₂ and dust. SO₂ emissions of 360 mg/Nm³ (247 t/a), NO_x-emissions of 409 mg/Nm³ (280 t/a) and dust emissions of 17 mg/Nm³ (11.6 t/a) have been reported for 1997.

The *Visbreaker* is equipped with a Soaker.

The process water is purified through an osmotic system. The quantity of wastewater has been reduced below 1 m³ per ton processed crude oil. The energy consumption is 4 GJ/t crude oil which corresponds to 10 % of the crude oil throughput.

The plants with the highest energy consumption are the power station, steamcracker, crude oil distillation, FCC and the Platformer. These plants are also the most important CO₂-sources.

The FCC plant and the power station are the main sources of the gaseous pollutants SO₂, NO_x, CO and CO₂. The power station and the FCC cause more than 90 % of the total dust emissions of the refinery. 1997 emissions from the *power station* (power station II) have been reported as follows: 700 mg/Nm³ SO₂ (2666 t SO₂/a), 551 mg/Nm³ NO_x (2099 t NO_x/a), 20 mg/Nm³ dust (76.2 t dust/a).

The following table gives an overview of the emissions from the refinery in Schwechat.

Tab. V: Emissions from the refinery in Schwechat (yearly average, 3% O₂, dry)

		1990 ⁵⁾	1991 ⁵⁾	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
SO ₂	mg/Nm ³	205	196	262	319	283	282	305	313	319
	t/a	2271	2188	2996	3500	3030	2984	3488	3662	3704
	kg/t crude oil	0.27	0.24	0.33	0.40	0.33	0.34	0.38	0.38	0.39
NO _x	mg/Nm ³	395	400	374	316	318	319	304	297	286
	t/a	4363	4455	4272	3465	3415	3384	3479	3471	3324
	kg/t crude oil	0.52	0.49	0.47	0.39	0.37	0.39	0.38	0.36	0.35
CO	mg/Nm ³	292	32 ¹⁾	40	42	49	52	38	63 ²⁾	30
	t/a	3229	360	452	458	521	551	435	742 ²⁾	349
	kg/t crude oil	0.38	0.04	0.05	0.05	0.06	0.06	0.05	0.08	0.04
CO ₂	mg/Nm ³	–	–	–	–	–	–	–	–	–
	t/a	2.02x10 ⁶	2.14x10 ⁶	2.24x10 ⁶	2.19x10 ⁶	2.26x10 ⁶	2.2x10 ⁶	2.59x10 ⁶	2.71x10 ⁶	–
	kg/t crude oil	240	234	247	248	246	251	284	281	–
VOC	t/a	2700 ³⁾	2240 ³⁾	2100 ³⁾	1740 ³⁾	1500 ³⁾	1500 ³⁾	1500 ³⁾	1500 ³⁾	–
		6110 ⁴⁾	5650 ⁴⁾	4183 ⁴⁾	4090 ⁴⁾	4254 ⁴⁾	3935 ⁴⁾	3925 ⁴⁾	3915 ⁴⁾	–
	kg/t crude oil	0.32 ³⁾	0.25 ³⁾	0.23 ³⁾	0.20 ³⁾	0.16 ³⁾	0.17 ³⁾	0.16 ³⁾	0.16 ³⁾	–
		0.73 ⁴⁾	0.62 ⁴⁾	0.46 ⁴⁾	0.46 ⁴⁾	0.46 ⁴⁾	0.45 ⁴⁾	0.43 ⁴⁾	0.41 ⁴⁾	–
Dust	mg/Nm ³	15	12	11	10	8	9	10	9	9
	t/a	162	136	126	114	91	96	112	108	107
	kg/t crude oil	0.02	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01

¹⁾ Introduction of Total Burning

²⁾ Values inexplicable

³⁾ Hydrocarbons emitted by the refinery Schwechat

⁴⁾ Total hydrocarbons emitted by the refinery Schwechat, tank farms Lobau and St. Valentin

⁵⁾ data from 1990+1991 only covers plants >50 MW; since 1992 all plants have been covered

The plant-related emissions are listed in the next table.

Tab. VI: Plant-related emissions at the refinery Schwechat (1997) (yearly average, 3% O₂, dry)

Plant	Fuel consumption [GWh/a]	Throughput [t/a]		SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Dust
Crude oil Distillation	1536.9	8200000 Crude oil	[mg/m ³]	46	107	6		1
			[t/a]	71	165	9.3	298149	1.5
			[kg/t feed]	0.009	0.02	0.001	36	0
Vacuum-Distillation	289.9	2485000 Atm. Residue	[mg/m ³]	700 ¹⁾	264	10		20
			[t/a]	205	78	2.9	76170	5.9
			[kg/t feed]	0.083	0.031	0.001	31	0.002
Naphtha Hydrotreater	205.9	1116000 Naphtha	[mg/m ³]	700 ¹⁾	74	10		20
			[t/a]	142	15	2	40152	4.1
			[kg/t feed]	0.13	0.013	0.002	36	0.004
Platformer	494.1	728000 Naphtha	[mg/m ³]	18	170	5		1
			[t/a]	8.8	83	2.4	95848	0.5
			[kg/t feed]	0.012	0.114	0.003	132	0.001
HDS Middle Distillates	135.8	1780000 Kerosene, Gasoil	[mg/m ³]	59	242	5		1
			[t/a]	8.1	33	0.7	26341	0.1
			[kg/t feed]	0.005	0.019	0	15	0
VD-HDS	72.4	1820000 VGO	[mg/m ³]	700 ¹⁾	442	10		20
			[t/a]	51.6	32.6	0.7	19466	1.5
			[kg/t feed]	0.028	0.018	0	10.7	0.001
Sulphur Recovery	27.2	63900 Sulphur	[mg/m ³]	700 ¹⁾	70	100		20
			[t/a]	92.9	9.3	13.3	5268	2.7
			[kg/t feed]	1.5	0.15	0.21	82.4	0.042
FCC	718.3	1313500 Hydr. VGO	[mg/m ³]	361	409	814 ²⁾		17
			[t/a]	247	280	558	272243	11.6
			[kg/t feed]	0.19	0.21	0.43	207	0.009
Visbreaker	87.9	1020000 Atm. Residue	[mg/m ³]	47	183	5		1
			[t/a]	4.2	16.5	0.5	17057	0.1
			[kg/t feed]	0.004	0.016	0.00	16.7	0.00
Steamcracker	2323.2	1100000 Naphtha	[mg/m ³]	1	164	10		1
			[t/a]	2.3	377	23	450692	2.3
			[kg/t feed]	0.002	0.343	0.021	410	0.002
Power station HKW1	561.4	41000 Ref. Gas	[mg/m ³]	132	135	42		1
			[t/a]	74	75.7	23.6	108917	0.6
			[kg/t feed]	1.81	1.85	0.58	2657	0.014
Power station HKW2	3741.4	323841 Ref. Gas, residues	[mg/m ³]	700 ¹⁾	551	20		20
			[t/a]	2666	2099	76.2	1036439	76.2
			[kg/t feed]	8.2	6.5	0.24	3200	0.24

¹⁾ off-gases together in flue gas desulphurisation unit; SO₂-concentration after FGD

²⁾ 215 mg CO/Nm³ (148 t CO/a) have been reported for 1998

The Refinery MIDER in Leuna

The refinery Mider in Leuna is briefly described in this study and has been taken into consideration for a comparison of plant related emissions, because this refinery was established and put into operation in 1997. Due its recent erection it can be assumed that the technologies are state of the art and that processes with minimal emissions are used.

With a capacity of 10 million tons the refinery MIDER has appr. the same size as the OMV refinery. In contrast to the refinery in Schwechat just one crude oil (REB) is processed. Only for the production of bitumen another crude oil is used.

The decreasing demand for heavy fuel oil and the increase of consumption in middle distillates were taken into account when planning the plant configuration. The alkylation plant enables the refinery to produce gasoline with a high octane number and low aromatic content. The hydrogenation systems permit the production of Diesel fuel qualities with a very low sulphur content. The partial oxidation of the visbreaker residue grants highest flexibility with the output of heavy fuel oil and minimises the emissions from the processing of oil residues. Hydrogen for hydrogenation and methanol for chemistry is produced from the synthesis gas.

The power station, which does not belong to the refinery, uses fuels from the refinery and supplies the resources for the refinery. It is equipped with a flue gas desulphurisation unit and a SCR-plant.

The total emissions calculated from the plant-related emissions of the refinery are as follows:

Tab. VII: Calculated total emissions of the refinery MIDER (without power station)

		SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	dust
1998	t/a	3354	2296	1236	1852801	142

The SO₂-emissions are below 0.45 kg/t throughput, which corresponds to a load of 4500 t SO₂ per year. The noise limit in the adjacent Spergau is 42.5 dB(A).

The plant-related emissions of the refinery MIDER are listed in the following table. In most cases the emissions (concentrations) given are the emission limit values provided by the refinery. The emissions have been calculated from the given emission concentrations and the capacities of the plants:

Tab. VIII: Plant-related emissions of the refinery MIDER

Plant	Fuel consumption [GWh/a]	Throughput [t/a]		SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Dust
Crude oil Distillation	1138.8	8500000 Crude oil	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	35.2	100.4	100.4	220927	5
			[kg/t feed]	0.004	0.012	0.012	26	0.001
Vacuum Distillation	639.5	4500000 Atm. residue	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	19.8	56.6	56.6	182252	2.8
			[kg/t feed]	0.004	0.013	0.013	41	0.001
Naphtha Hydrotreater	205.9	1500000 Naphtha	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	7.1	20.3	20.3	39937	1
			[kg/t feed]	0.005	0.014	0.014	27	0.001
Platformer	753.4	1000000 Naphtha	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	24.1	68.7	68.7	146152	3.4
			[kg/t feed]	0.024	0.069	0.069	146	0.003
Gasoil- HDS	205.9	3000000 Gasoil	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	7.1	20.3	20.3	39937	1
			[kg/t feed]	0.002	0.007	0.007	13	0
VGO- HDS	578.2	2600000 VGO	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	18.6	53.2	53.2	164776	2.7
			[kg/t feed]	0.007	0.02	0.02	63	0.001
Sulphur Recovery	131.4	90000 Sulphur	[mg/m ³]	4322	200	100		50
			[t/a]	1125.6	52.1	26.0	25492	13
			[kg/t feed]	12.5	0.58	0.29	283.2	0.15
FCC	1314.0	2350000 Hydr. VGO	[mg/m ³]	1200	500	125		50
			[t/a]	1860	775	194	498006	77.5
			[kg/t feed]	0.79	0.33	0.08	212	0.033
Visbreaker	306.6	1200000 Residue	[mg/m ³]	35	100	100		5
			[t/a]	13	50.6	1.4	59480	0.3
			[kg/t feed]	0.011	0.042	0.001	50	0
POX-Plant	2452.8	670000 VB-Residue	[mg/m ³]	35	158	100		5
			[t/a]	243.4	1099	695.5	475843	34.8
			[kg/t feed]	0.363	1.64	1.038	710	0.052

The plant-related emissions (concentrations) mostly are the emission limit values provided by the refinery. The emissions have been calculated from the given emission concentrations and the capacities of the plants.